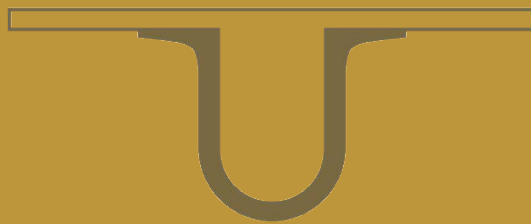




UNIVERSIDADE D  
COIMBRA



Deividson Silveira dos Santos

# ANÁLISE E MODELIZAÇÃO DO ESCOAMENTO DE MISTURAS ÓLEO/ÁGUA EM CONDUTAS

Tese no âmbito do Doutoramento em Engenharia Química orientada pela Professora Doutora Maria da Graça Bontempo Vaz Rasteiro e apresentada ao Departamento de Engenharia Química da Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade de Coimbra

Fevereiro de 2019



Doutoramento em Engenharia Química

# ANÁLISE E MODELIZAÇÃO DO ESCOAMENTO DE MISTURAS ÓLEO/ÁGUA EM CONDUTAS

Deividson Silveira dos Santos

Tese no âmbito do Doutoramento em Engenharia Química orientada pela Professora Doutora Maria da Graça Bontempo Vaz Rasteiro e apresentada ao Departamento de Engenharia Química da Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade de Coimbra

Fevereiro de 2019



UNIVERSIDADE D  
COIMBRA





**Financiamento:**

Este trabalho foi financiado pela Fundação CAPES - Ministério da Educação do Brasil (BEX: 9270/13-2) e pela Fundação para a Ciência e Tecnologia (PEST - UI102 - 2013).



Governo da República  
Portuguesa



“O passado também se inventa. O nosso e o dos outros.  
É uma das funções do presente, que não se vive a espera que o  
futuro nos caia dos céus, conquistado e imaginado por outros.”

Eduardo Lourenço





## Agradecimentos

*À Prof. Doutora Maria da Graça Rasteiro, minha orientadora, por ter possibilitado o desenvolvimento deste trabalho. Reconheço, com muita satisfação e gratidão, o seu apoio, confiança e disponibilidade.*

*Ao Prof. Doutor Fernando Garcia, por ter me ajudado no desenvolvimento do trabalho experimental, mostrando-se sempre disposto e esclarecer qualquer dúvida.*

*Ao Prof. Doutor Pedro Faia, que se mostrou também disponível a ajudar-me durante os trabalhos desenvolvidos.*

*Aos colegas/amigos Aline, Anita, Carolina, Kinga e Luciano, que ao longo desta jornada sempre estiveram comigo.*

*Aos amigos Gabriela, Heitor e Luciana, que conheci pelas ruas de Coimbra e parece que eles gostaram das minhas chatices.*

*Saindo do meio académico, agradeço ao Licínio Fidalgo e família, por me acolherem como um membro da família, ao Bruno e ao João. Também à Carla, à Diana, à Mariana e família, queridos de mais.*

*Separados por um oceano, mas unidos pelos laços fraternais, agradeço à minha família: à minha mãe Maria José, ao meu pai Agnaldo, aos meus irmãos Robson, Núbia, Débora e Riquison, e a todos os sobrinhos. Assim como, aos meus primos Joce, Lane e Jeferson, à minha avó Amélia, à tia/avó Maria Lima e à tia Dina (em memória).*

*Aos meus amigos de longa data: Ivanete, Naiara e Dona Maria (mãe de Naiara) e Marinalva (mãe de Ivanete). Aos grandes amigos Everton, Eneas, Leandro Lutterbach e dona Josefina.*

*Por fim, agradeço ao sr. José Carvalho e ao governo brasileiro no momento em que acreditaram que quando uma sociedade não se desenvolve cientificamente dificilmente se alcançará um sistema social justo e igualitário. Como uma lógica simples de uma criança, tal sociedade estará fadada a reviver momentos de esquizofrenia social, onde o achismo abraça pensamentos retrógrados, levando-a a seguir teorias ortodoxas de moral e bons costumes e, tristemente, tornando-a um freio ao bem comum.*



## Resumo

O escoamento multifásico caracteriza-se pelo transporte de duas ou mais fases que podem apresentar-se em diversos padrões de escoamento. Considerando apenas os escoamentos bifásicos de fluidos imiscíveis, três principais padrões podem ser identificados: disperso, fortemente separados e intermitente. Estudos voltados para a caracterização e obtenção de informações particulares para cada tipo de escoamento podem levar à otimização e criação de sistemas de bombeio mais eficientes que possam reduzir os custos energéticos nos transportes destes fluidos. Nestes estudos, técnicas de amostragem e filmagem são amplamente usadas. As técnicas tomográficas surgem como uma alternativa para a substituição das técnicas de amostragem por serem, em sua maioria, não-intrusivas.

Por outro lado, é de primordial importância ter disponíveis modelos que permitam simular estes sistemas de escoamento o que tem levado a vários estudos computacionais para obter também informações úteis para a introdução de melhorias nos sistemas de bombeio, otimizando estes sistemas de transporte.

Este trabalho tem como objetivo fazer um estudo experimental dos escoamentos da mistura óleo/água nos padrões disperso e estratificado, assim como outro estudo de simulação. O estudo experimental foi realizado em uma seção de teste composta por uma conduta horizontal com 11.5 m de comprimento e 0.11 m de diâmetro interno. Os testes para o escoamento disperso foram realizados para as concentrações do óleo de 0.01, 0.13 e 0.22 v/v e as velocidades da mistura variando entre 0.9 e 2.6 m.s<sup>-1</sup>. Para o escoamento estratificado, os testes foram realizados para as velocidades superficiais da água de 0.30 e 0.45 m.s<sup>-1</sup> e do óleo de 0.17, 0.35, 0.72, 1.00 e 1.27 m.s<sup>-1</sup>. Os fluidos utilizados foram parafina líquida (densidade 843±1 kg.m<sup>-3</sup> e viscosidade 25±0.1 mPa.s) e água, com tensão interfacial de 46±0.01 mN.m. Sendo assim, nos experimentos foram determinadas valores de queda de pressão, e obtidas fotografias dos escoamentos e dados de Tomografia de Impedância Elétrica (EIT), através dos quais foram reconstruídas imagens internas da distribuição da condutividade normalizada na seção transversal da conduta e, utilizando também a condutividade normalizada, foi calculado o perfil de concentração volumétrica de óleo (1D) ao longo do diâmetro vertical da conduta. Recolheram-se ainda amostras das misturas em posições equidistantes ao longo do diâmetro vertical da conduta que forneceram também perfis de concentração. As simulações foram realizadas em geometria 2D utilizando *Computational Fluid Dynamics* (CFD), implementada no

programa COMSOL Multiphysics com uma abordagem Euler-Euler para o escoamento disperso e utilizando o método *level-set*, para melhor descrever a interface, para o escoamento estratificado. Para a modelagem da turbulência, nos dois casos, utilizou-se o método RANS em combinação com o modelo de turbulência k- $\epsilon$ . As simulações para o escoamento disperso foram realizadas utilizando duas correlações para calcular o *drag coefficient*, Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel, e três equações para calcular a viscosidade, Guth e Simba (1936), Brakman (1952) e Pal (2000). Para a validação das simulações, compararam-se os valores de queda de pressão simulados com os experimentais. Os resultados obtidos para o escoamento disperso demonstraram que este padrão de escoamento foi reproduzido quer experimentalmente quer nas simulações. Experimentalmente, foi possível identificar este tipo de escoamento quer através das fotografias quer pelas imagens de EIT. As simulações conseguiram prever o padrão de escoamento disperso e observou-se que a escolha da equação da viscosidade influenciou diretamente os parâmetros da turbulência, assim como, nos resultados da queda de pressão. Independente da concentração volumétrica do óleo e da correlação do *drag coefficient* utilizada, para baixas velocidades da mistura, a equação de Guth e Simba (1936) para a viscosidade da mistura conduziu a menores desvios e, para as velocidades mais altas, os menores desvios foram obtidos para a equação de Pal (2000) para a viscosidade da mistura. Para o escoamento estratificado, foram realizados inicialmente testes para a simulação em geometria 3D, a qual demonstrou ser inviável devido ao elevado esforço computacional exigido ao utilizar o método *level-set*, tendo por isto todos testes a que se seguiram utilizado sempre a geometria 2D. Os resultados obtidos para o escoamento estratificado demonstraram também que foi possível reproduzir experimentalmente este tipo de padrão de escoamento, o qual foi perfeitamente confirmado através das imagens de EIT que estavam em linha com as fotografias. As simulações em 2D conseguiram prever também o padrão de escoamento, e os valores de queda de pressão calculados conduziram a desvios abaixo de 10%. A simulação conseguiu também detetar alterações na interface quando se altera a velocidade do óleo, com o surgimento de ondas nesta região para a menor velocidade do óleo.

**PALAVRAS-CHAVE:** Escoamento óleo/água, modelo Euler-Euler, método *level set*, EIT e COMSOL.

## Abstract

Multiphase flows are characterized by the transport of two or more phases that can be presented in several geometric configurations or flow patterns. Considering only biphasic flows of immiscible fluids, three main patterns can be identified: dispersed pattern, strongly separated flows and intermittent flow. Studies aimed at characterizing and obtaining information specific for each type of flow can lead to the optimization and creation of more efficient pumping systems that can reduce energy costs in the transport of these fluids. In these studies, sampling techniques and filming are widely used. Tomographic techniques appear as an alternative for the substitution of sampling techniques, being mostly non-intrusive.

On the other hand, it is of paramount importance to have models available to simulate these flow systems, which have been leading to several computational studies to obtain useful information for the introduction of improvements and optimizing these transport systems, by optimizing the corresponding pumping systems.

The objective of this work is to perform an experimental study of oil/water mixture flows in stratified and dispersed patterns and, additionally simulation studies. The experimental study was performed in a test section composed of a horizontal pipe with 11.5m length and 0.11m internal diameter. The tests for the dispersed pattern were carried out for oil concentrations of 0.01, 0.13 and 0.22 v/v and velocities of the mixture varying between 0.9 and 2.6 m.s<sup>-1</sup>. For stratified flow, the tests were performed for the superficial water velocities of 0.30 and 0.45m.s<sup>-1</sup> and for the superficial oil velocities of 0.17, 0.35, 0.72, 1.00 and 1.27 m.s<sup>-1</sup>. The fluids used in these studies were liquid paraffin (density 843 ± 1 kg.m<sup>-3</sup> and viscosity 25 ± 0.1 mPa.s) and water, with interfacial tension of 46 ± 0.01 mN.m. In the experiments, pressure drop values were measured, and photographs of the flows and Electrical Impedance Tomography (EIT) data were obtained, through which internal images of the normalized conductivity distribution were reconstructed in the cross section of the pipe. Moreover, along the vertical diameter of the pipe, samples of the mixtures were collected for equidistant positions along the vertical diameter of the conduit which also provided 1D concentration profiles, which were compared with the 1D profiles obtained from EIT by converting the conductivity in to oil concentration. The simulations were performed in a 2D geometry using Computational Fluid Dynamics (CFD) implemented in the COMSOL Multiphysics program, using a Euler-Euler approach

for the dispersed flow regime and using the level-set method, to better describe the interface, for the stratified flow regime. For the turbulence modelling, in both cases, the RANS method was used in combination with the turbulence  $k$ - $\epsilon$  model. Simulations of the dispersed flow were performed using two correlations to compute the drag coefficient, Schiller-Neumann and Haider-Levenspiel correlations, and three equations for calculating the mixture viscosity, Guth and Simba (1936), Brakman (1952) and Pal (2000) equations. For the validation of the simulations, the simulated pressure drop values were compared with the experimental ones. The results obtained for the dispersed flow demonstrated that this flow pattern was reproduced either experimentally or in the simulations. Experimentally, it was possible to identify this type of flow either through the photographs or through the EIT images. The simulations were able to predict the dispersed flow pattern and it was observed that the choice of the viscosity equation directly influenced the parameters of the turbulence, as well as the results of pressure drop. Regardless of the volumetric concentration of the oil and the correlation for the drag coefficient used, for low speeds of the mixture, the Guth and Simba (1936) equation led to smaller deviations regarding pressure drop comparison, while for the higher velocities, the smaller deviations were obtained for the Pal (2000) equation. For the stratified flow, tests for the simulation in 3D geometry were initially performed, which proved to be impractical due to the high computational effort required when using the level-set method, so in all the remaining tests a 2D geometry was used which provided good outputs when comparing simulated with experimental results. The results obtained for the stratified flow also demonstrated that it was possible to reproduce experimentally this type of flow pattern, which was perfectly confirmed by the EIT images that were in line with the photographs. The 2D simulations were also able to predict the flow pattern and the calculated pressure drop values obtained led to deviations below 10%. The simulations were also able to detect changes in the oil/water interface, with the appearance of waves in this region for the greater oil speeds.

**KEYWORDS:** Oil/water flows, Euler-Euler model, level set method, EIT and COMSOL.

## Lista de Figuras

<b>Figura 2-1:</b> Padrões de escoamento (Trallero et al. 1997).....	7
<b>Figura 2-2:</b> Diferentes regimes de escoamento para condutas horizontais: (a) 0.012m de diâmetro e (b) 0.025m de diâmetro. Sendo $U_{SK}$ a velocidade de entrada do querosene e $U_{SW}$ a velocidade de entrada da água. Modificado de Mandal et al. (2007). .....	8
<b>Figura 2-3:</b> Padrões de escoamento: a – anular; b – disperso óleo em água e c – longas gotas de óleo em água (Grassi et al., 2008).....	9
<b>Figura 2-4:</b> Padrão de escoamentos para a mistura petróleo/água. Extraído de Wang et al. (2011). .....	10
<b>Figura 2-5:</b> Padrões de escoamentos para a mistura óleo/água. Extraído de Wang et al. (2011). .....	11
<b>Figura 2-6:</b> Padrões de escoamento observado por Tan et al. (2013): a – ST&MI, b – Do/w&w e c – Do/w ou o/w.....	12
<b>Figura 2-7:</b> Esquema de um sistema EIT (Gladden 1997). .....	22
<b>Figura 2-8:</b> Esquema de ligação dos Sensores EIT (anel de elétrodos) no domínio do sistema: a – imagem externa do sistema de elétrodos acoplados ao domínio e b- Visualização da seção reta dos elétrodos posicionados no limite do domínio (Grootveld 1996; Wang et al. 2012). .....	27
<b>Figura 2-9:</b> Método adjacente de coleta de dados. A – elétrodos de injeção 1 – 2 e B – elétrodos de injeção 2 – 3 (Malmivuo and Plonsey 1995). .....	28
<b>Figura 2-10:</b> Método oposto (Malmivuo and Plonsey 1995). .....	29
<b>Figura 2-11:</b> Método cruzado (Malmivuo and Plonsey 1995). .....	30
<b>Figura 2-12:</b> Método adaptativo (Malmivuo and Plonsey 1995). .....	31
<b>Figura 2-13:</b> Derivação da condição de Neumann. $j_{s1}$ e $j_{s2}$ são as densidades de fonte de corrente exterior e no interior do objeto, respetivamente. $E_1$ e $E_2$ são os campos elétricos correspondentes (Vauhkonen 1997).....	33
<b>Figura 3-1:</b> Esquema da unidade experimental. ....	58
<b>Figura 3-2:</b> Unidade experimental adaptada. ....	58
<b>Figura 3-3:</b> Equipamentos instalados na seção de teste: a – caixa de acrílico; b – anéis de elétrodos; c – tomadas e transdutor de pressão e d – sonda de coleta. ....	59
<b>Figura 3-4:</b> Diagrama de bolcos do sistema EIT. ....	62
<b>Figura 3-5:</b> Placas E/S: a – digitais industriais NI USB-6255 e b – NI USB-6509 industriais de alta densidade. ....	62
<b>Figura 3-6:</b> Sistema de aquisição de dados EIT. ....	62
<b>Figura 3-7:</b> Placa de geração de sinais. ....	63
<b>Figura 3-8:</b> Módulo de multiplexagem/desmultiplexagem. ....	65
<b>Figura 3-9:</b> Malhas utilizadas na reconstrução 2D da imagem EIT. ....	66
<b>Figura 3-10:</b> Layout gráfico LabView. Aquisição de informações de pressão, caudal e temperatura. ....	67
<b>Figura 3-11:</b> Layout gráfico LabView. Aquisição de dos dados brutos da EIT. ....	67

<b>Figura 3-12:</b> Calibração do Caudal com o LabView.....	68
<b>Figura 3-13:</b> Calibração da pressão com o LabView.....	68
<b>Figura 3-14:</b> Calibração da temperatura com o LabView.....	68
<b>Figura 3-15:</b> Dados experimentais e calculados para o escoamento de água.....	69
<b>Figura 3-16:</b> Dados dos calculados através dos dados experimentais e ajustados. ....	70
<b>Figura 3-17:</b> Posição dos pontos de medição da sonda na seção transversal da conduta. ....	70
<b>Figura 3-18:</b> Imagem microscópica da mistura óleo/água em escoamento disperso com concentração de óleo de 0,01 v/v. Velocidade de escoamento de 1.3 m.s <sup>-1</sup> , coluna esquerda, e 2.9 m.s <sup>-1</sup> , coluna direita. Nas posições a – base, b – centro e c – topo da seção transversal da conduta. Escala de 200 μm. ....	74
<b>Figura 3-19:</b> Imagem microscópica da mistura óleo/água em escoamento disperso com concentração de óleo de 0,22 v/v. Velocidade de escoamento de 1.3 m.s <sup>-1</sup> , coluna esquerda, e 2.9 m.s <sup>-1</sup> , coluna direita. Nas posições a – base, b – centro e c – topo da seção transversal da conduta. Escala de 200 μm. ....	75
<b>Figura 4-1:</b> Método dos elementos finitos com discretização triangular em 2D.....	95
<b>Figura 5-1:</b> Queda de pressão ( $\Delta P$ ) em função da velocidade da mistura ( $V_m$ ) para os escoamentos de água pura e disperso óleo/água ( $c_o$ – concentração volumétrica de óleo). .	98
<b>Figura 5-2:</b> Geometria utilizada para a simulação numérica do escoamento disperso.....	99
<b>Figura 5-3:</b> Malha com 91371 elementos refinada para as simulações do escoamento disperso. L é o comprimento e R é o raio da conduta. ....	100
<b>Figura 5-4:</b> Perfil radial de velocidade da mistura simulado para o escoamento disperso. Velocidade média de 2.6 m.s <sup>-1</sup> e concentração de óleo de 0.01 v/v (a), 0.13v/v (b) e 0.22 v/v (c). Foi utilizada a correlação de Schiller-Neumann para calcular o drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. ....	101
<b>Figura 5-5:</b> Perfis radiais de energia cinética turbulenta (k) simulados para o escoamento disperso para a velocidade da mistura de 0.9 m.s <sup>-1</sup> e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o drag coefficient e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. ....	103
<b>Figura 5-6:</b> Perfis radiais de energia cinética turbulenta (k) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de 1.8 m.s <sup>-1</sup> e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o drag coefficient e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. ....	103
<b>Figura 5-7:</b> Perfis radiais de energia cinética turbulenta (k) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de 2.6 m.s <sup>-1</sup> e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o drag coefficient e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. ....	104
<b>Figura 5-8:</b> Perfis radiais de energia cinética turbulenta (k) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de 0.9 m.s <sup>-1</sup> e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o	



drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 104

**Figura 5-9:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 105

**Figura 5-10:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 105

**Figura 5-11:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o drag coefficient e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 106

**Figura 5-12:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o drag coefficient e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 106

**Figura 5-13:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o drag coefficient e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 107

**Figura 5-14:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 107

**Figura 5-15:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 108

**Figura 5-16:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 108

**Figura 5-17:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o

drag coefficient e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.  
 ..... 111

**Figura 5-18:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o drag coefficient e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.  
 ..... 111

**Figura 5-19:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o drag coefficient e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.  
 ..... 112

**Figura 5-20:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 112

**Figura 5-21:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 113

**Figura 5-22:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 113

**Figura 5-23:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o drag coefficient e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.  
 ..... 114

**Figura 5-24:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o drag coefficient e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.  
 ..... 114

**Figura 5-25:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso feitos para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o drag coefficient e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 115

**Figura 5-26:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o

- drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 115
- Figura 5-27:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 116
- Figura 5-28:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta. .... 116
- Figura 5-29:** Queda de pressão experimental e simulada versus velocidade da mistura. Para as simulações, utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do Drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade. .... 119
- Figura 5-30:** Queda de pressão experimental e simulada versus velocidade da mistura. Para as simulações, utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do Drag coefficient e a equação de Brakman (1952) para o cálculo da viscosidade. .... 120
- Figura 5-31:** Queda de pressão experimental e simulada versus velocidade da mistura. Para as simulações, utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do Drag coefficient e a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade. .... 120
- Figura 5-32:** Queda de pressão experimental e simulada versus velocidade da mistura. Para as simulações, utilizaram-se a correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do Drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade. .... 120
- Figura 5-33:** Queda de pressão experimental e simulada versus velocidade da mistura. Para as simulações, utilizaram-se a correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do Drag coefficient e a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade. .... 121
- Figura 5-34:** Fotografias do escoamento disperso para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). .... 127
- Figura 5-35:** Fotografias do escoamento disperso para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). .... 127
- Figura 5-36:** Imagens reconstruídas utilizando a técnica de EIT para o escoamento disperso para a concentração do óleo de 0.01 v/v e as velocidades da mistura: a –  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$ , b –  $1.5 \text{ m.s}^{-1}$ , c –  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  e d –  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$ . .... 128
- Figura 5-37:** Imagens reconstruídas utilizando a técnica de EIT para o escoamento disperso para a concentração do óleo de 0.13 v/v e as velocidades da mistura: a –  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$ , b –  $1.5 \text{ m.s}^{-1}$ , c –  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  e d –  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$ . .... 129
- Figura 5-38:** Imagens reconstruídas utilizando a técnica de EIT para o escoamento disperso para a concentração do óleo de 0.22 v/v e as velocidades da mistura: a –  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$ , b –  $1.5 \text{ m.s}^{-1}$ , c –  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  e d –  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$ . .... 129
- Figura 5-39:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento L da conduta, sendo R o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação

de Schiller-Neumann para o cálculo do drag coefficient e a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade. .... 130

**Figura 5-40:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento L da conduta, sendo R o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do drag coefficient e a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade. .... 131

**Figura 5-41:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento L da conduta, sendo R o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade. .... 131

**Figura 5-42:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento L da conduta, sendo R o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade. .... 132

**Figura 5-43:** Esquema do perfil vertical 1D usado na representação dos perfis de concentração 1D para o escoamento disperso..... 133

**Figura 5-44:** Perfis radiais de concentração volumétrica do óleo, 1D, simulados para o escoamento disperso. Concentração volumétrica do óleo de 0.01 e velocidades da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  (a),  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  (b) e  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  (c). Nas simulações, S1 corresponde à correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade e S2 corresponde à correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do drag coefficient e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade..... 135

**Figura 5-45:** Perfis radiais de concentração volumétrica do óleo, 1D, simulados para o escoamento disperso. Concentração volumétrica do óleo de 0.13 e velocidades da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  (a),  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  (b) e  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  (c). Nas simulações, S1 corresponde à correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade e S2 corresponde à correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do drag coefficient e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade..... 136

**Figura 5-46:** Perfis radiais de concentração volumétrica do óleo, 1D, simulados para o escoamento disperso. Concentração volumétrica do óleo de 0.22 e velocidades da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  (a),  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  (b) e  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  (c). Nas simulações, S1 corresponde à correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade e S2 corresponde à correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do drag coefficient e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade..... 136

**Figura 5-47:** Perfis radiais de concentração volumétrica do óleo, 1D, simulados para o escoamento disperso. Concentração volumétrica do óleo de 0.01 e velocidades da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  (a),  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  (b) e  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  (c). Nas simulações, S3 corresponde à correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade e S4 corresponde à correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do drag coefficient e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade..... 137

**Figura 5-48:** Perfis radiais de concentração volumétrica do óleo, 1D, simulados para o escoamento disperso. Concentração volumétrica do óleo de 0.13 e velocidades da mistura de

- 0.9 m.s<sup>-1</sup> (a), 2.1 m.s<sup>-1</sup> (b) e 2.6 m.s<sup>-1</sup> (c). Nas simulações, S3 corresponde à correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade e S4 corresponde à correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do drag coefficient e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade..... 137
- Figura 5-49:** Perfis radiais de concentração volumétrica do óleo, 1D, simulados para o escoamento disperso. Concentração volumétrica do óleo de 0.22 e velocidades da mistura de 0.9 m.s<sup>-1</sup> (a), 2.1 m.s<sup>-1</sup> (b) e 2.6 m.s<sup>-1</sup> (c). Nas simulações, S3 corresponde à correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade e S4 corresponde à correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do drag coefficient e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade..... 138
- Figura 5-50:** Esquema da geometria utilizada para a simulação numérica do escoamento estratificado. .... 141
- Figura 5-51:** Malha refinada para as simulações dos escoamentos estratificado para geometria 2D (90892 elementos). .... 142
- Figura 5-52:** Malha refinada para as simulações dos escoamentos estratificado para geometria simétrica 3D (346667 elementos). .... 142
- Figura 5-53:** Perfis de concentrações simulados em geometria 3D para o escoamento estratificado óleo/água para velocidade superficial da água de 0.30 m.s<sup>-1</sup> e do óleo de 0.17 m.s<sup>-1</sup> usando malhas com diferentes números totais de elementos. R é o raio da conduta e  $\alpha_o$  é a concentração volumétrica do óleo. .... 144
- Figura 5-54:** Imagem fotográfica e perfil de EIT da distribuição de fases em uma seção transversal da conduta para escoamento com padrão estratificado. Velocidade superficial da água e do óleo de 0.30 e 0.17 m.s<sup>-1</sup>, respectivamente.  $\eta$  é a condutividade normalizada L é o comprimento da conduta e D é o diâmetro da conduta. .... 144
- Figura 5-55:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de 0.30 e 0.17m.s<sup>-1</sup>, respectivamente. D é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura..... 147
- Figura 5-56:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de 0.30 e 0.35m.s<sup>-1</sup>, respectivamente. D é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura..... 148
- Figura 5-57:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de 0.30 e 0.72m.s<sup>-1</sup>, respectivamente. D é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura..... 148
- Figura 5-58:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de 0.30 e 1.00m.s<sup>-1</sup>, respectivamente. D é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura..... 148
- Figura 5-59:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidade superficial da água e do óleo 0.30 e 1.27m.s<sup>-1</sup>, respectivamente. D é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura..... 149
- Figura 5-60:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de 0.45 e 0.17m.s<sup>-1</sup>, respectivamente. D é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura..... 149

- Figura 5-61:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.45$  e  $0.35\text{m.s}^{-1}$ , respectivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura..... 149
- Figura 5-62:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.45$  e  $0.72\text{m.s}^{-1}$ , respectivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura..... 150
- Figura 5-63:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.45$  e  $1.00\text{m.s}^{-1}$ , respectivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura..... 150
- Figura 5-64:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.45$  e  $1.27\text{m.s}^{-1}$ , respectivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura..... 150
- Figura 5-65:** Perfis radiais da energia cinética turbulenta ( $k$ ) para o escoamento estratificado óleo/água em conduta horizontal. Velocidade superficial da água de  $0.30\text{ m.s}^{-1}$ .  $D$  é o diâmetro da conduta e  $k$  é a energia cinética turbulenta..... 151
- Figura 5-66:** Perfis radiais da energia cinética turbulenta ( $k$ ) para o escoamento estratificado óleo/água em conduta horizontal. Velocidade superficial da água de  $0.45\text{ m.s}^{-1}$ .  $D$  é o diâmetro da conduta e  $k$  é a energia cinética turbulenta..... 152
- Figura 5-67:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta para o escoamento estratificado óleo/água em condutas horizontais para a velocidade superficial da água de  $0.30\text{ m.s}^{-1}$ .  $D$  é o diâmetro da conduta e  $\epsilon$  é a taxa de dissipação turbulenta. .... 153
- Figura 5-68:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta para o escoamento estratificado óleo/água em condutas horizontais para a velocidade superficial da água de  $0.45\text{ m.s}^{-1}$ .  $D$  é o diâmetro da conduta e  $\epsilon$  é a taxa de dissipação turbulenta. .... 153
- Figura 5-69:** Padrões de escoamento óleo/água para velocidade de entrada de água  $0.30\text{ m.s}^{-1}$ . a – imagens fotográficas do escoamento; b – imagens EIT e c – imagens simuladas. Para um comprimento de conduta  $L$ .  $D$  é o diâmetro da conduta,  $\alpha_o$  é a concentração volumétrica do óleo e  $\eta$  é a condutividade normalizada. .... 159
- Figura 5-70:** Padrões de escoamento óleo/água para velocidade de entrada de água  $0.45\text{ m.s}^{-1}$ . a – imagens fotográficas do escoamento; b – imagens EIT e c – imagens simuladas. Para um comprimento de conduta  $L$ .  $D$  é o diâmetro da conduta,  $\alpha_o$  é a concentração volumétrica do óleo e  $\eta$  é a condutividade normalizada. .... 160
- Figura 5-71:** Perfis de concentração radiais 1D simulados (COMSOL) e experimentais (sonda e EIT) para o escoamento estratificado. Velocidade superficial da água  $0.30\text{ m.s}^{-1}$  e velocidade do óleo: a –  $0.17\text{ m.s}^{-1}$ ; b –  $0.35\text{ m.s}^{-1}$ ; c –  $0.72\text{ m.s}^{-1}$ ; d –  $1.00\text{ m.s}^{-1}$  e e –  $1.27\text{ m.s}^{-1}$ . .... 163
- Figura 5-72:** Perfis de concentração radiais 1D simulados (COMSOL) e experimentais (sonda e EIT) para o escoamento estratificado. Velocidade superficial da água  $0.45\text{ m.s}^{-1}$  e velocidade do óleo: a –  $0.17\text{ m.s}^{-1}$ ; b –  $0.35\text{ m.s}^{-1}$ ; c –  $0.72\text{ m.s}^{-1}$ ; d –  $1.00\text{ m.s}^{-1}$  e e –  $1.27\text{ m.s}^{-1}$ . .... 164

## Lista de Tabelas

<b>Tabela 2-1:</b> Padrões de escoamento e suas respectivas aplicações industriais. Modificado de (Gladden 1997).....	6
<b>Tabela 2-2:</b> Sistemas intrusivos utilizados em processos tomográficos. Modificado de (Gladden 1997). ....	20
<b>Tabela 2-3:</b> Comparação entre as técnicas ECT, EIT e EMT (Wang 2015). ....	23
<b>Tabela 3-1:</b> Valores dos pontos (r/R) da ordenada.....	72
<b>Tabela 3-2:</b> Propriedades dos fluidos de teste. ....	72
<b>Tabela 4-1:</b> Valores das constantes para o modelo de turbulência k- $\epsilon$ .....	86
<b>Tabela 4-2:</b> Valores das constantes para cada fase utilizados pelo modelo de turbulência k- $\epsilon$ . 88	
<b>Tabela 5-1:</b> Condições de contorno aplicadas nas simulações do escoamento disperso. ....	99
<b>Tabela 5-2:</b> Resultados do estudo de independência da malha (concentração do óleo de 0.01 v/v). ....	100
<b>Tabela 5-3:</b> Valores máximos da energia cinética turbulenta obtidos próximo à parede da conduta para as simulações feitas para o escoamento disperso óleo/água com concentração volumétrica do óleo de 0.01 .....	109
Tabela 5-4: Valores máximos da energia cinética turbulenta obtidos próximos à parede da conduta para as simulações feitas para o escoamento disperso óleo/água com concentração volumétrica do óleo de 0.13. ....	109
<b>Tabela 5-5:</b> Valores máximos da energia cinética turbulenta obtidos próximos à parede da conduta para as simulações feitas para o escoamento disperso óleo/água com concentração volumétrica do óleo de 0.22 .....	110
<b>Tabela 5-6:</b> Valores máximos da taxa de dissipação turbulenta obtidos próximo à parede da conduta para as simulações do escoamento disperso óleo/água com concentração volumétrica do óleo de 0.01. Equações para o drag coefficient: Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel e para a viscosidade: Guth e Simba (1936) e Pal (2000). ....	117
<b>Tabela 5-7:</b> Valores máximos da taxa de dissipação turbulenta obtidos próximo à parede da conduta para as simulações do escoamento disperso óleo/água com concentração volumétrica do óleo de 0.13. Equações para o drag coefficient: Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel e para a viscosidade: Guth e Simba (1936) e Pal (2000). ....	118
<b>Tabela 5-8:</b> Valores máximos da taxa de dissipação turbulenta obtidos próximo à parede da conduta para as simulações do escoamento disperso óleo/água com concentração volumétrica do óleo de 0.22. Equações para o drag coefficient: Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel e para a viscosidade: Guth e Simba (1936) e Pal (2000). ....	118
<b>Tabela 5-9:</b> Valores experimentais e simulados da queda de pressão ( $\Delta P$ ) para o escoamento disperso óleo/água em função da velocidade da mistura ( $V_m$ ) e para a concentração do óleo de 0.01 v/v. Equações para o drag coefficient: Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel e equações para a viscosidade: Guth e Simba (1936), Brakman (1952) e Pal (2000). ....	124
<b>Tabela 5-10:</b> Valores experimentais e simulados da queda de pressão ( $\Delta P$ ) para o escoamento disperso óleo/água em função da velocidade da mistura ( $V_m$ ) e para a concentração do óleo de	

0.13 v/v. Equações para o drag coefficient: Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel e equações para a viscosidade: Guth e Simba (1936), Brakman (1952) e Pal (2000). .....	125
<b>Tabela 5-11:</b> Valores experimentais e simulados da queda de pressão ( $\Delta P$ ) para o escoamento disperso óleo/água em função da velocidade da mistura ( $V_m$ ) e para a concentração do óleo de 0.22 v/v. Equações para o drag coefficient: Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel e equações para a viscosidade: Guth e Simba (1936), Brakman (1952) e Pal (2000). .....	126
<b>Tabela 5-12:</b> Condições de contorno utilizadas nos escoamentos estratificados. ....	141
<b>Tabela 5-13:</b> Valores da queda de pressão ( $\Delta P_{sim}$ ) para simulações em 3D utilizando malhas com diferentes números de elementos. ....	145
<b>Tabela 5-14:</b> Valores de queda de pressão ( $\Delta P_{sim}$ ) para simulações em geometria 2D obtidos para as malhas ótimas. ....	145
<b>Tabela 5-15:</b> Comprimento de estabilização necessário para o escoamento estratificado. $V_o$ e $V_a$ são as velocidades superficiais do óleo e da água, respectivamente, e $L_{estab.}$ é o comprimento necessário para a de estabilização da mistura.....	146
<b>Tabela 5-16:</b> Dados experimentais e simulados de queda de pressão para o escoamento estratificado. ....	154



## Lista de Abreviaturas e Siglas

A	Área
$A'$	Amplitude
$A_\sigma$	área de controle da condutividade normalizada
$A_p$	área da partícula
$A_s$	área da esfera
$\tilde{A}_o$	área adimensional da seção transversal ocupada pelo óleo
$\tilde{A}_a$	área adimensional da seção transversal ocupada pela água
$A(S_p)$	correlação empírica
B	fluxo magnético
$B'$	Sinal
$B(S_p)$	correlação empírica
$C_{MC}$	Constante
$C(S_p)$	correlação empírica
$C_{\varepsilon 1}$	constante do modelo
$C_{\varepsilon 2}$	constante do modelo
$C_d$	<i>drag coefficient</i>
$C_\mu$	constante do modelo
D	deslocamento elétrico
$D(S_p)$	correlação empírica
$D_{md}$	coeficiente de dissipação turbulenta
$\tilde{D}_{HO}$	diâmetro hidráulico adimensional para o óleo
$\tilde{D}_{Ha}$	diâmetro hidráulico adimensional para a água
EK	energia cinética do sistema
E	campo elétrico
EP	energia potencial do sistema
ES	energia superficial do sistema
ET	energia total do sistema
F	força externa
$F_{arraste,d}$	força de arraste da fase dispersa
$F_{arraste,c}$	força de arraste da fase contínua
$F_m$	transferência de momento interfacial
$F^{ADV}$	escoamento advectivo
$F^{DIF}$	escoamento difusivo
$H_e$	função degrau Heaviside
I	tensor identidade
$I_l$	corrente que entra no domínio através do eletrodo $l_e$
$I_D$	tensor da taxa de deformação
$I_T$	intensidade turbulenta
J	densidade de corrente elétrica
$J^S$	densidade da corrente elétrica injetada
$K_1$	coeficiente de Brauner
$L_T$	Escala de comprimento de turbulência
N	número de Arney
P	Pressão
$P_{exp}$	experimental pressão

$P_o$	pressão do óleo
$P_a$	pressão da água
$P_{oa}$	pressão experimental para o escoamento óleo água
$P_{sim}$	pressão simulada
$P_k$	geração de energia turbulenta
$\tilde{P}_i$	perímetro adimensional da interface
$\tilde{P}_O$	perímetro adimensional da parede molhada pelo óleo
$\tilde{P}_a$	perímetro adimensional da parede molhada pela água
$Re$	número de Reynolds
$Re_A$	número de Reynolds de Arney
$Re_a$	número de Reynolds da fase aquosa
$Re_p$	número de Reynolds da partícula
$S$	limitada pelo contorno interfacial
$S_p$	partícula esférica
$U$	velocidade dos fluidos
$U_l$	diferença de potencial elétrico
$U_m$	velocidade da mistura
$U_a$	velocidade superficial da água
$U_o$	velocidade superficial o óleo
$VOL$	Volume
$V_C$	variáveis conservativas
$V_P$	distribuição de potencial elétrico
$V'$	Voltagem
$V_S$	espaço de uma função
$X^2$	razão de queda de pressão da fase oleosa sobre queda de pressão da fase aquosa
$a$	Função
$b$	relação de viscosidade
$c$	fase contínua
$d$	fase dispersa
$d_d$	diâmetro da gota
$d_p$	diâmetro de Feret
$d_x$	menor dimensão da partícula
$d_y$	maior dimensão da partícula
$e_l$	área do eletrodo
$f$	Fluido
$g$	Gravidade
$i, j$	direção
$k$	energia cinética turbulenta
$k'$	curvatura local
$k_r$	razão de viscosidade
$l_m$	comprimento característico da mistura
$m$	Mistura
$j_n$	comprimento normal negativo da densidade da corrente elétrica injetada
$\dot{m}$	fluxo mássico da mistura
$n$	Normal
$n_r$	viscosidade relativa
$n'$	vetor unitário normal à interface

$p$	Pressão
$q$	expoente de Reynolds
$t$	Tempo
$u$	Velocidade
$u_{desl}$	velocidade de deslizamento
$u_e$	potencial elétrico
$\tilde{u}_O$	velocidade adimensional do óleo
$\tilde{u}_a$	velocidade adimensional da água
$u_P$	Função
$v_c$	elemento cilíndrico
$v_S$	função contínua
$w$	taxa de dissipação específica
$x$	Posição
$x_\Gamma$	posição da interface
$z$	Comprimento
$z_l$	impedância de contato
$u', v' e w'$	flutuações da velocidade nas 3 coordenadas

### Letras gregas

$\Gamma$	Interface
$\theta$	ângulo de inclinação da conduta
$\theta_e$	energia minimizada
$\phi$	função <i>level set</i>
$\nabla_A$	gradiente de pressão de Arney
$\nabla_B$	gradiente de pressão de Brauner
$\nabla^2$	razão de queda de pressão da mistura sobre queda de pressão da fase oleosa
$\Psi$	tensor tensão
$\Omega$	Domínio
$\Omega_1$	subdomínio 1
$\Omega_2$	subdomínio 2
$\alpha$	fração volumétrica
$\alpha_a$	concentração volumétrica da água
$\alpha_{ap}$	concentração aparente
$\alpha_o$	concentração volumétrica do óleo
$\alpha(z)$	concentração para a posição vertical – z
$\beta$	coeficiente de deslizamento
$\gamma$	parâmetro de reinicialização
$\delta$	função delta de Dirac
$\delta_{ij}$	símbolo de Kronecker
$\varepsilon$	taxa de dissipação turbulenta
$\varepsilon_l$	espessura da interface
$\zeta$	relação entre um determinado eletrodo e a quantidade de eletrodos
$\varrho$	Função
$\xi$	Vetor
$\eta$	diferencial de condutividade normalizado
$\lambda_A$	função de Arney para determinar o $Re_A$
$\lambda_n$	função de Arney para determinar o $H_a$

$\mu$	Viscosidade
$\mu_a$	viscosidade da água
$\mu_o$	viscosidade do óleo
$\mu_1$	viscosidade dinâmica do fluido 1
$\mu_2$	viscosidade dinâmica do fluido 2
$\mu_t$	viscosidade turbulenta
$\tilde{\mu}_o$	viscosidade adimensional do óleo
$\tilde{\mu}_a$	viscosidade adimensional da água
$\rho$	Densidade
$\rho_1$	densidade do fluido 1
$\rho_2$	densidade do fluido 2
$\rho_m$	densidade da mistura
$\sigma$	condutividade elétrica
$\sigma_m$	condutividade da mistura
$\sigma_0$	condutividade de referência
$\sigma_a$	condutividade elétrica do óleo
$\sigma'$	tensão superficial
$\sigma_{so}$	condutividade para uma concentração inicial conhecida
$\sigma_T$	número de Schimdt
$\sigma_k$	constante do modelo
$\sigma_\varepsilon$	constante do modelo
$\sigma_T$	constante do modelo
$\tau$	parte viscosa do tensor tensão
$\tau_c$	volume cilíndrico
$\tau_o$	tensão de corte do óleo
$\varphi'$	Fase
$\psi$	vetor unitário
$\varpi$	frequência angular

## Sumário

<b>1. Introdução</b>	<b>1</b>
1.1 Objetivo	3
1.2 Estrutura da Tese	4
<b>2. Estado de Arte</b>	<b>5</b>
2.1 Escoamento Bifásico	5
2.1.1 Padrões de Escoamento para Sistemas Óleo/Água	6
2.1.2 Queda de Pressão em Escoamentos Óleo/Água	13
2.2 Monitorização	19
2.2.1 Tomografia Elétrica (TE)	22
2.2.1.1 Tomografia de Impedância Elétrica	26
2.2.1.2 Reconstrução das Imagens – Problema Direto e Inverso	35
2.3 Modelagem de Escoamentos Multifásicos Líquido/Líquido	36
2.3.1 Modelagem da Turbulência	37
2.3.1.1 Simulação Numérica Direta (DNS)	39
2.3.1.2 Modelos <i>Reynolds-Averaged Navier-Stokes</i> (RANS)	39
2.3.1.3 <i>Large Eddy Simulations</i> (LES)	42
2.3.2 Modelos de Escoamento – Métodos Baseados na Equação Média de Navier-Stokes	43
2.3.2.1 Métodos Homogêneos	43
2.3.2.2 Abordagem Euler-Lagrange	44
2.3.2.3 Abordagem Euler-Euler	45
2.3.3 Modelos de Escoamento – Métodos Baseados na Solução Direta das Equações de Navier-Stokes	46
2.3.3.1 Método do Volume de Fluido (VOF)	48
2.3.3.2 Método <i>Level-set</i>	49
2.3.3.3 Método <i>Phase Field</i>	49
2.3.4 Métodos Numéricos para Resolução dos Modelos de Escoamento	50
2.3.4.1 Método das Diferença Finitas (FDM)	50
2.3.4.2 Método dos Elementos Finitos (FEM)	51
2.3.4.3 Método de Lattice-Boltzmann (LBM)	51
2.4 CFD Aplicado à Simulação de Escoamentos Multifásicos	52

<b>3. Montagem Experimental para O Estudo de Escoamento Líquido-Líquido</b>	<b>57</b>
3.1 Unidade Piloto Experimental	57
3.1.1 Sistema de Tomografia de Impedância Elétrica – EIT	60
3.1.1.1 Protocolos de Medição para os Padrões de Escoamento Disperso e Estratificado	62
3.1.1.2 Geração dos Sinais	63
3.1.1.3 Desmodulação	64
3.1.1.4 Multiplexagem	65
3.1.2 Algoritmo de Reconstrução de Imagem de EIT	65
3.1.3 Sistema de Supervisão de Controle dos Dispositivos da Instalação Piloto	66
3.2 Calibração da Unidade Experimental: Determinação do Comprimento Equivalente dos Acidentes	69
3.3 Medição Radial do Perfil Volumétrico de Concentração	70
3.4 Condições Experimentais	72
3.5 Determinação do Tamanho das Gotas de Óleo	73
<b>4. Modelagem Matemática para os Escoamentos Disperso e Estratificado</b>	<b>77</b>
4.1 Equações da Conservação	77
4.2 Formulação Matemática para o Escoamento Disperso	79
4.2.1 Balanço de Massa	79
4.2.2 Balanço da Quantidade de Momento	80
4.2.3 Viscosidade da Fase Dispersa	80
4.2.4 Transferência de Momento Interfacial ( $F_m$ )	81
4.2.5 Correlações para o <i>Drag Coefficient</i>	82
4.2.6 Formulação Matemática para a Turbulência	83
4.2.6.1 Modelo da Turbulência: $k-\epsilon$	84
4.2.6.2 Modelação da Turbulência para as Fases	86
4.2.7 Condição de Contorno	88
4.3 Formulação Matemática para o Escoamento Estratificado	89
4.3.1 Condição de Contorno	92
4.4 Modelo Numérico para Resolução do Sistema de Equações	93
<b>5. Resultados e Discussão</b>	<b>97</b>
5.1 Escoamento Disperso	97
5.1.1 Simulação do Escoamento Disperso	98
5.1.1.1 Perfis de Velocidade	100
5.1.1.2 Perfis de Turbulência	101

5.1.1.1	Queda de Pressão na Conduta	118
5.1.2	Padrões de Escoamento Disperso	127
5.1.3	Perfis de Concentração 1D	132
5.2	Escoamento Estratificado	139
5.2.1	Simulação do Escoamento Estratificado	140
5.2.1.1	Malhas de Elementos Finitos para Geometrias 2D e 3D	141
5.2.1.2	Simulação do Escoamento Estratificado em Geometria 3D	142
5.2.1.3	Simulação do Escoamento Estratificado em Geometria 2D	145
5.2.1.4	Perfis de Velocidade para Simulações com Geometria 2D	146
5.2.1.5	Perfis da Turbulência para o Escoamento Estratificado	151
5.2.1.6	Queda de Pressão na Conduta – Comparação entre a Simulação e a Informação Experimental	153
5.2.1.7	Padrões de Distribuição das Fases no Escoamento Estratificado	156
5.2.1.8	Perfis de Concentração 1D no Regime de Escoamento Estratificado	161
<b>6.</b>	<b>Conclusões e Trabalho Futuro</b>	<b>167</b>
6.1	Conclusões	168
6.1.1	Padrões de Escoamento Disperso	168
6.1.2	Padrões de Escoamento Estratificado	172
6.2	Trabalho Futuro	177
<b>7.</b>	<b>Referências Bibliográficas</b>	<b>181</b>
ANEXO 3A		191
ANEXO 3B		200
ANEXO 5A		202
ANEXO 5B		215
ANEXO 5C		220
ANEXO 5D		225
ANEXO 5E		227
ANEXO 5F		235
ANEXO 5G		236
ANEXO 6		237





# 1. Introdução

A necessidade de um conhecimento mais aprofundado dos escoamentos multifásico advém da larga utilização na área industrial conjugada com suas complexidades. Diversos sistemas operacionais na indústria, tais quais, reatores nucleares, sistemas de combustão interna, processos de refino e transporte de petróleo, transporte de carvão, pasta e papel, etc, transportam materiais dispersos em outra fase, onde, na maioria das vezes, sob forma de partículas ou bolhas. Em outras situações, pode ocorrer o transporte de mistura de fluidos imiscíveis em fases separadas, onde cada fase possui propriedades físicas distintas e em geral movem-se com diferentes velocidades. O entendimento preciso dos mecanismos fundamentais dos escoamentos multifásicos fornece informações úteis para o *design* e a otimização dos sistemas envolvidos no escoamento. No processo de extração de petróleo, por exemplo, quando ocorre o transporte do petróleo da rocha matriz para a superfície há materiais que se dispersam na fase oleosa. Esses materiais, que formam a fase dispersa, podem ser água e/ou particulados sólidos, oriundos da rocha matriz e/ou do próprio processo de extração, e/ou gases que são formados a partir das quebras de hidrocarbonetos, causadas pelos gradientes de pressão e temperatura existentes no poço. O transporte da mistura, que se forma ao longo do poço, ocorre em longas distâncias e, com isto, necessita de elevados custos energéticos para chegar à superfície. Informações mais detalhadas dos escoamentos podem contribuir para um melhor dimensionamento do sistema de bombeio e, conseqüentemente, para a otimização energética.

No que diz respeito á caracterização dos padrões de escoamentos multifásicos, técnicas de amostragens e de filmagens permitiram aquisições de informações sobre as distribuições das fases na conduta e sobre o perfil de velocidade. Para além destas, técnicas tomográficas são usadas na descrição dos escoamentos. As técnicas tomográficas exploram as propriedades dos materiais sendo possível obter informações da natureza e da distribuição dos componentes no sistema. Tais técnicas possibilitam a reconstrução de imagens internas dos escoamentos utilizando propriedades eletromagnéticas (*Magnetic*

*Resonance Imaging* – MRI, Raios-X, *Positron Emission Tomography* – PET, *Optical Coherence Tomography* – OCT), acústicas (tomografia de ultrassom) e elétricas (Electrical Tomography – ET) dos materiais. No que se refere à ET, pode-se utilizar informações de capacitância elétrica (*Electrical Capacitance Tomography* – ECT), impedância elétrica (*Electrical Impedance Tomography* – EIT) e indução elétrica (*Electromagnetic Tomography* – EMT). As técnicas tomográficas apresentam a vantagem de não serem invasivas e, no caso da ET, apresentarem baixo custo e poderem ser utilizadas em qualquer geometria e em diversas condições de operação.

Nos últimos anos, estudos computacionais voltados para o escoamento multifásico têm adquirido destaque. Modelos mais detalhados e sofisticados vêm sendo aplicados nesses sistemas devido ao desenvolvimento exponencial das facilidades de cálculo, onde, por exemplo, a interação entre o meio disperso e contínuo pode ser individualizada ao nível de cada entidade dispersa. Entretanto, o tempo computacional sofre influência direta do grau de detalhe na construção de um modelo. Sendo assim, deve-se ter sempre em mente a aplicação pretendida e o grau de detalhe requerido, para minimizar os esforços de computação.

Neste contexto, processos envolvendo escoamentos multifásicos podem ser modelados através de equações médias para todo o domínio ou de forma direta pela resolução da equação de Navier-Stokes para cada entidade. A escolha do modelo apropriado irá depender das características do sistema abordado como, por exemplo, concentração da fase dispersa e tipos de fases utilizadas. No que se refere às estratégias numéricas para a resolução dos sistemas de equações resultantes, existem também várias abordagens possíveis, sendo a mais comum a abordagem de FEM, *finite elements method*, e, mais recentemente, os métodos DEM, *discrete elements methods*, que têm de ser usados no caso das abordagens Lagrangianas.

Muitos destes modelos foram implementados em plataformas que utilizam técnicas de simulação conhecidas por *Computational Fluid Dynamics* (CFD), que permitem, de um modo geral, a construção pelo utilizador de módulos específicos, *user defined functions* – UDF, que o utilizador fornece à plataforma quando pretende introduzir alterações no modelo que não estão previstas na plataforma base. Essas funções também se usam para a introdução das geometrias pretendidas para as quais o modelo vai ser trabalhado. É o que acontece, por exemplo, com as plataformas ANSYS Fluent, COMSOL Multiphysics e ANSYS CFX.

## 1.1 Objetivo

Este trabalho tem como objetivo construir um modelo matemático para descrever o escoamento disperso e outro para o escoamento estratificado da mistura óleo/água, ambos em condutas horizontais. Os modelos terão de ser adaptados aos regimes de escoamentos, sendo função dos mesmos. Contudo, será necessário realizar estudos experimentais para obtenção de informações que possam validá-los. Além de informações sobre a queda de pressão no sistema, parâmetro que será utilizado como variável de controlo para validação dos modelos, pretende-se também adquirir informações sobre a distribuição de concentração radial, assim como visualizações dos escoamentos das duas fases na seção reta da conduta para comparação com a informação fornecida pelos modelos. Esta informação experimental servirá também para identificar as mudanças de regime de escoamento.

No que se refere aos estudos experimentais, serão feitos testes dos escoamentos numa unidade piloto usando como modelo uma mistura parafina/água que simulará o escoamento petróleo/água e que irá alimentar a unidade. Nesta unidade, serão adquiridas informações a respeito da queda de pressão na conduta, das imagens dos escoamentos por meio de fotografias, dos perfis radiais de concentração e das impedâncias elétricas das misturas, que após a adequada reconstrução fornecerá imagens da variação de condutividade na seção reta da conduta via EIT. A técnica de EIT tem sido melhorada e utilizada no Departamento de Engenharia Química da FCTUC para a inspeção de sistemas sólido/líquido (Faia *et al.*, 2012), tendo-se introduzido melhoramentos ao nível dos anéis de elétrodos, do sistema de aquisição de sinal, da estratégia de injeção de corrente, e da otimização da estratégia de desconvolução do sinal e filtragem da imagem final, com vista a obter imagens de melhor qualidade/contraste. Para tanto, uma unidade piloto com 11.5 metros de comprimento será utilizada para aquisição de informações experimentais. Toda a informação experimental será utilizada na avaliação dos modelos desenvolvidos, assim como na definição dos diferentes regimes de escoamento.

Por último, pretende-se avaliar as limitações de cada um dos modelos desenvolvidos, definindo condições de aplicação para cada caso.

## 1.2 Estrutura da Tese

Este trabalho está estruturado nos seguintes capítulos:

- Capítulo 2: Estado de arte. Neste capítulo é apresentada uma revisão bibliográfica dos trabalhos relacionados com os escoamentos de fluidos imiscíveis, tomografias elétricas, dinâmicas dos fluidos computacionais e modelos da turbulência.
- Capítulo 3: Recolhas de informações experimentais para o uso de escoamento líquido-líquido. É feita uma descrição do aparato experimental, supervisorio de controlo, aquisição de dados e calibração de equipamentos.
- Capítulo 4: Modelagem matemática para os escoamentos disperso e estratificado. São apresentados os desenvolvimentos matemáticos dos principais modelos utilizados neste trabalho.
- Capítulo 5: Resultados e discussão. Neste capítulo, são apresentados e discutidos os resultados experimentais e simulados obtidos através dos testes feitos para os escoamentos disperso e estratificado.
- Capítulo 6: Conclusões e trabalho futuro. Este capítulo é dedicado às conclusões obtidas nas análises feitas neste trabalho e também são apresentadas propostas para estudos posteriores.
- Capítulo 7: Referências bibliográficas. Dedicar-se à apresentação das bibliografias utilizadas neste estudo.

## 2. Estado de Arte

Neste capítulo, é apresentada uma revisão da literatura relativa ao estudo proposto, sendo dividido em três partes principais. A primeira refere-se, em geral, ao escoamento de fluidos bifásicos. Neste caso, serão abordadas as classificações dos padrões de escoamento para a mistura óleo/água em condutas horizontais e as técnicas de monitoramento, separação de fases e medição *on-line*, utilizadas nestes sistemas. Referente à medição *on-line*, abordar-se-á as técnicas tomográficas que utilizam as propriedades eletromagnética, acústica e elétrica dos materiais presentes no sistema para obter dados da composição dos componentes das misturas e fazer a reconstrução da imagem interna do sistema. A segunda parte refere-se à tomografia elétrica, que é subdividida em técnicas que utilizam a condutividade elétrica (ECT), a impedância elétrica (EIT) e a indução elétrica (EMT) dos materiais. Em seguida será abordada a modelagem dos escoamentos multifásicos incluindo a modelagem da turbulência.

### 2.1 Escoamento Bifásico

Os escoamentos bifásicos estão presentes em diversos processos naturais e industriais. Os seus componentes devem apresentar sempre algum nível de separação das fases. Sendo assim, existe uma enorme possibilidade destes tipos de escoamentos, os quais se classificam de acordo com os diferentes estados das fases ou componentes. E, portanto, podem ser escoamentos gás/sólido, líquido/sólido, líquido/líquido (escoamento de fluidos imiscíveis) entre outros (Brennen, 2005; Rodriguez, 2011). Referindo-nos aos processos naturais, existem muitos exemplos de escoamentos bifásicos, neblina, água fervente, areia movediça, dentre outros. No meio industrial, os escoamentos de fluidos bifásicos ocorrem em vários setores, sendo que, os fluidos e os padrões de escoamento dependem da área de atuação da indústria. Na Tabela 2-1, tem-se os principais padrões

de escoamento para fluidos bifásicos, assim como suas principais aplicações industriais (Gladden, 1997).

**Tabela 2-1:** Padrões de escoamento e suas respectivas aplicações industriais. Modificado (Gladden, 1997).

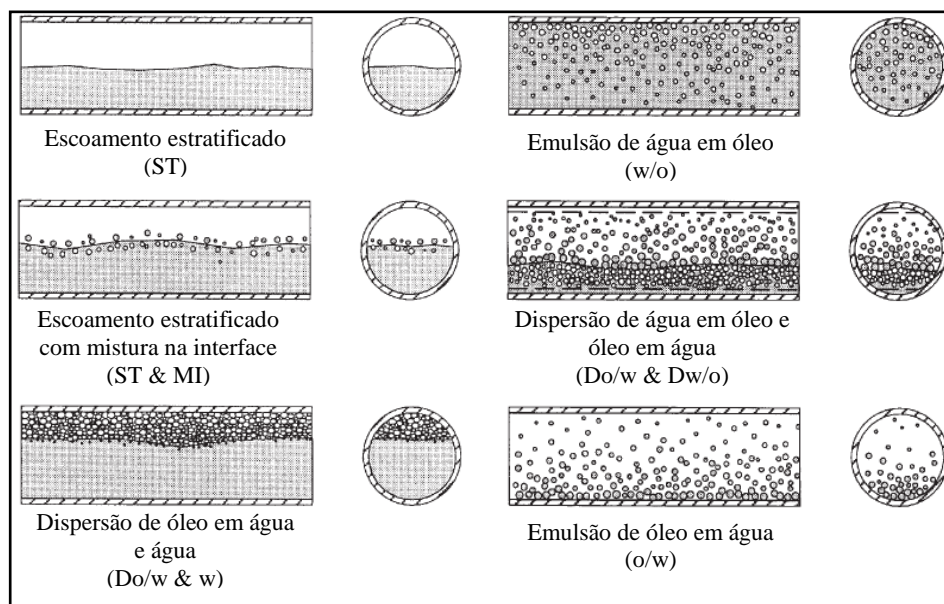
<b>PADRÃO DE ESCOAMENTO</b>	<b>APLICAÇÃO INDUSTRIAL</b>	<b>FASES</b>
<b>ESTRATIFICADO</b>	Canos de aquecimento, caldeiras ou evaporadores	Gás-Líquido
		Gás-sólido
		Líquido-Líquido
<b>ANULAR</b>	Usina nuclear; condensador; absorvedores; evaporadores etc.	Gás-Líquido
<b>DISPERSO</b>	Sistema de transporte de óleo; leitos fluidizados; processos de fermentação; sistema pneumático ou hidráulico; trocadores de calor com mudança de fase.	Gás-Líquido
		Gás-sólido
		Líquido-Sólido
		Líquido-Líquido

As fases ou componentes dos fluidos ao escoarem caracterizam-se por apresentarem diferentes conformações espaciais ou padrões de escoamento que apresentam dependência da velocidade, frações volumétricas, massa específica e viscosidade de cada fase, molhabilidade das paredes da conduta, rugosidade da conduta e presença de aditivos na mistura (Angeli e Hewitt, 2000; Rodriguez, 2011). Neste trabalho, detemo-nos exclusivamente nos escoamentos de dois fluidos imiscíveis.

### 2.1.1 Padrões de Escoamento para Sistemas Óleo/Água

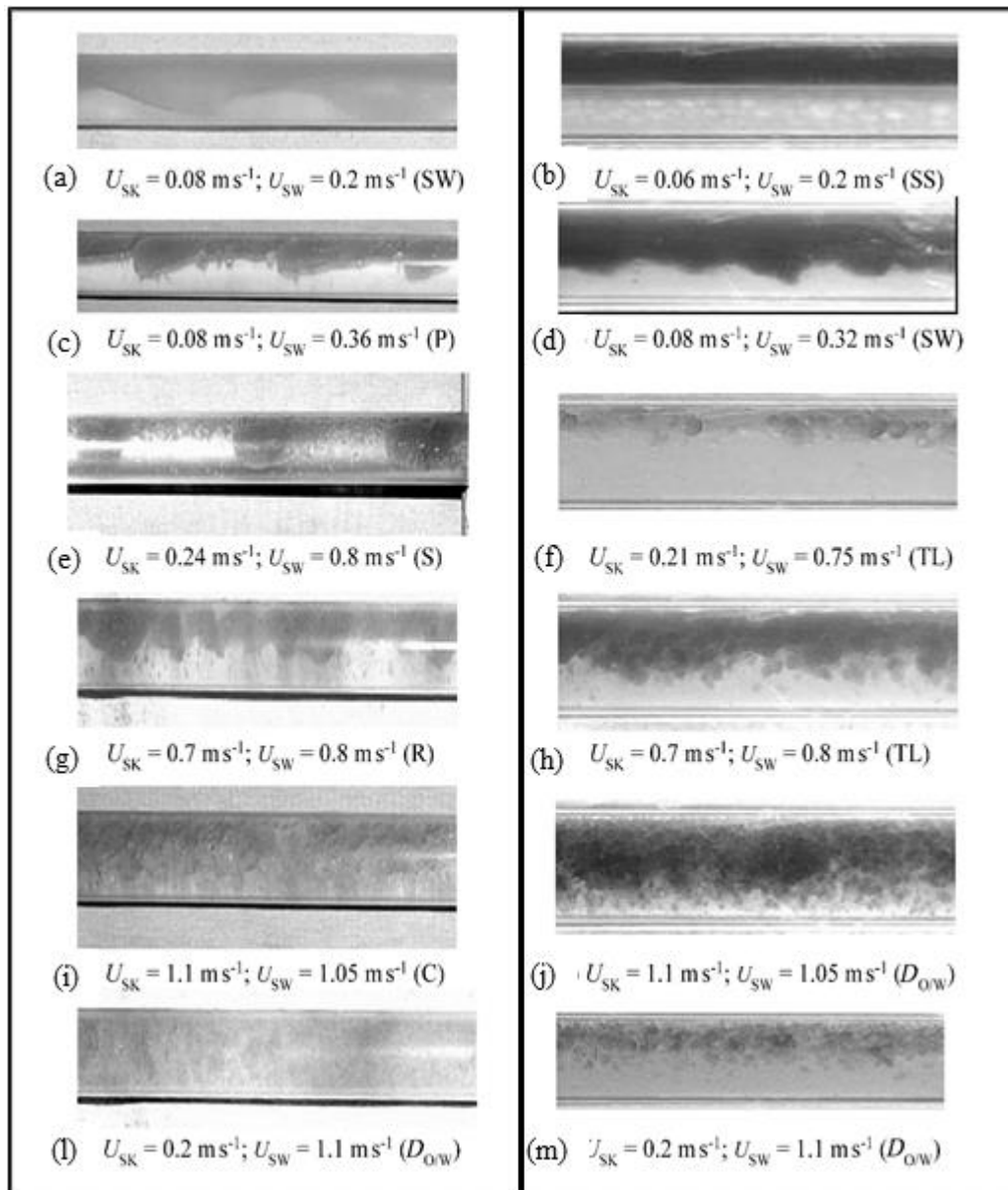
Buscando classificar os padrões de escoamento, Trallero *et al.* (1997) realizaram estudos experimentais e teóricos sobre o escoamento bifásico de fluidos imiscíveis. A seção de teste utilizada possuía diâmetro interno de 0,0513 m e comprimento de 15,54 m ( $L/D \approx 30,3$ ), estando colocado na horizontal e possuindo uma seção em acrílico, onde se podia ver os escoamentos para diferentes velocidades superficiais dos fluidos. O óleo utilizado possuía as seguintes características:  $\frac{\rho_o}{\rho_a} = 29.6$ ,  $\frac{\mu_o}{\mu_a} = 0.85$  e  $\sigma = 36 \text{ dynes.cm}^{-1}$ . A partir das observações experimentais, os autores identificaram seis padrões de

escoamento tendo-os classificados em duas categorias principais: escoamento estratificado e escoamento disperso (Figura 2-1).



**Figura 2-1:** Padrões de escoamento (Trallero *et al.*, 1997).

Mandal *et al.* (2007) estudaram a influência do diâmetro da conduta no padrão de escoamento água-óleo (querosene densidade de  $787 \text{ kg.m}^{-3}$ , viscosidade de  $1,2 \text{ mPa.s}$ ) em diferentes velocidades superficiais dos fluidos. Os diâmetros trabalhados foram de  $0,012$  e  $0,025 \text{ m}$ . As velocidades de escoamento tanto da água quanto do óleo são apresentadas na Figura 2-2. As visualizações dos escoamentos foram realizadas a  $2 \text{ m}$  da entrada da seção de teste, onde foram tiradas fotografias utilizando câmaras digitais. Os padrões observados pelos autores foram: estratificado com ondas (SW), Figuras 2-2a e 2-2d, estratificado suave (SS), Figura 2-2b, *plug* (P), Figura 2-2c, *slug* (S), Figura 2-2e, três camadas (TL), Figuras 2-2f e 2-2h, *rivulet* (R), Figura 2-2g, *churn* (C), Figura 2-2i, e óleo disperso em água (Do/w), Figuras 2-2j, 2-2l e 2-2m. Entretanto, os padrões com três camadas (TL) e estratificado suave (SS) só foram formados na conduta com maior diâmetro e os padrões *rivulet* (R) e *churn* (C) na conduta com menor diâmetro. Os autores atribuíram estes comportamentos à maior eficácia do contato das fases na conduta mais estreita.

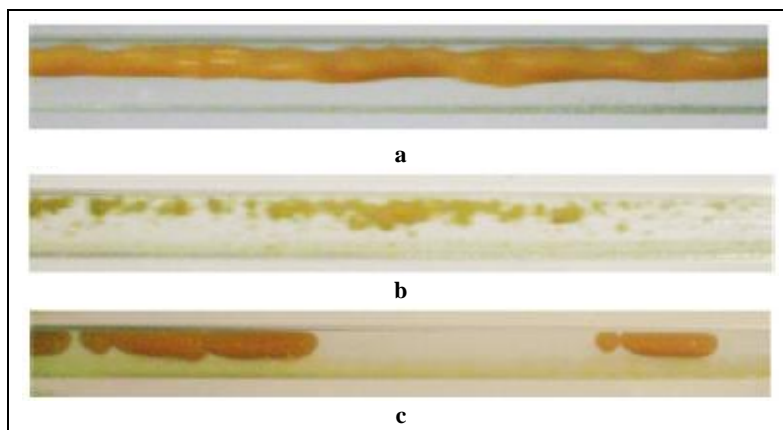


**Figura 2-2:** Diferentes padrões de escoamento para condutas horizontais: (a) 0.012 m de diâmetro e (b) 0.025 m de diâmetro. Sendo  $U_{SK}$  a velocidade superficial do querosene e  $U_{SW}$  a velocidade superficial da água. Modificado de Mandal *et al.* (2007).

Grassi *et al.* (2008) realizaram um estudo experimental do escoamento de fluidos imiscíveis óleo (densidade de  $886 \text{ kg.m}^{-3}$ , viscosidade de  $0.653 \text{ Pa.s}$ ) e água com tensão interfacial de  $0.005 \text{ N.m}^{-1}$ . Os autores procuraram reproduzir experimentalmente estudos de modelagens teóricas ou semiteóricas presentes na literatura para o escoamento de fluidos imiscíveis. Os testes foram realizados em uma conduta com diâmetro interno de  $0.021 \text{ m}$  e comprimento de  $1.5 \text{ m}$  ( $L/D \approx 71,4$ ), onde os escoamentos foram feitos para as seguintes inclinações da conduta:  $0^\circ$ ,  $10^\circ$ ,  $15^\circ$  e  $-10^\circ$ . Para os testes, os fluidos eram inseridos separadamente no sistema com velocidade superficial da água variando entre  $0.02$  e  $2.5 \text{ m.s}^{-1}$  e velocidade superficial do óleo variando entre  $0.02$  e  $0.8 \text{ m.s}^{-1}$ . A partir



do aparato experimental, foi possível adquirir informações a respeito dos padrões de escoamento e das quedas de pressão. Os autores conseguiram identificar o padrão de escoamento anular, Figura 2-3 (a), o padrão de escoamento disperso óleo/água, Figura 2-3 (b), e um padrão de escoamento onde alongadas gotas de óleo eram transportadas juntas com a água, Figura 2-3 (c). Entretanto, não foi observado nenhum tipo de padrão de escoamento estratificado.

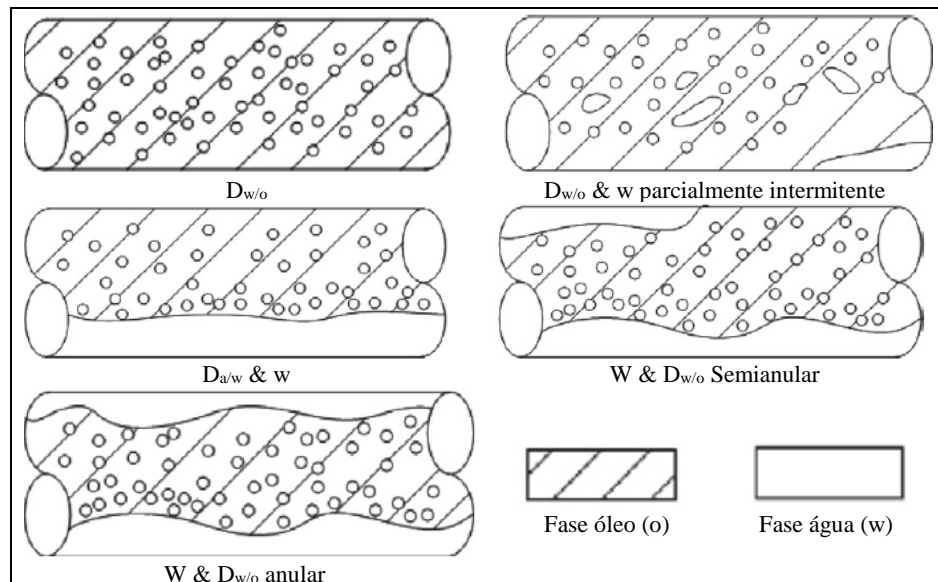


**Figura 2-3:** Padrões de escoamento: a – anular; b – disperso óleo/água e c – longas gotas de óleo em água (Grassi *et al.*, 2008).

Al-Wahaibi e Angeli (2011) estudaram as características interfaciais das ondas formadas no escoamento estratificado água/óleo em condutas horizontais. A conduta possuía diâmetro interno de 0,038 m e comprimento de 4 m ( $L/D \approx 105$ ). O óleo utilizado possuía as seguintes propriedades: densidade  $828 \text{ kg.m}^{-3}$ , viscosidade 5,5 mPa.s e tensão superficial 39,6 mN/m. Duas condutas transparentes de acrílico com 0,54 m de comprimento e diâmetro interno de 0,038 m foram inseridas na secção de teste. Nas condutas transparentes foram acopladas sondas de fios paralelos condutores, que permitiram obter a amplitude e o comprimento das ondas. Também foram instaladas câmeras de vídeo com aquisição a alta velocidade, através da qual foi possível tirar fotografias com boa resolução. Baseados nos dados experimentais os autores observaram que não houve formação de gotas ao longo da interface. As amplitudes das ondas aumentavam com o aumento da velocidade superficial do óleo e/ou da água.

Wang *et al.* (2011) estudaram experimentalmente os escoamentos de emulsões de petróleo (densidade de  $952,66 \text{ kg.m}^{-3}$ , viscosidade de 628,1 mPa.s e tensão interfacial de 10.33 mN/m) e água e óleo (densidade de  $854,8 \text{ kg.m}^{-3}$ , viscosidade de 620 mPa.s e tensão interfacial de 30.8 mN/m) e água. Os testes foram realizados em uma conduta horizontal feita de aço inoxidável, com diâmetro interno de 0.0254 m e comprimento de 30 m ( $L/D$

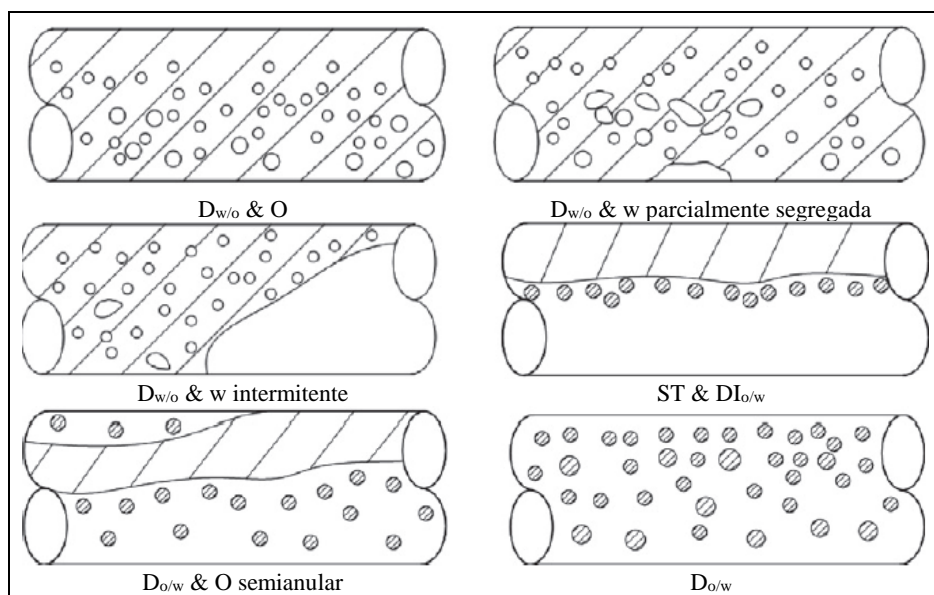
$\approx 1180$ ). Os fluidos eram inseridos separadamente no sistema, antes de entrar na seção de teste, para velocidades das misturas entre  $0.1 \text{ m.s}^{-1}$  e  $1.2 \text{ m.s}^{-1}$ . Sendo assim, foi possível realizar os experimentos para uma gama de concentrações volumétricas de água que variou entre 10% e 80%. Para o escoamento petróleo-água (Figura 2-4), foram identificados o padrão de escoamento totalmente disperso água/óleo ( $D_{w/o}$ ), o padrão de escoamento disperso água/óleo com o escoamento de água pura parcialmente intermitente ( $D_{w/o}$  & w parcialmente intermitente), o padrão de escoamento estratificado com a dispersão da água na fase oleosa ( $D_{w/o}$  & w), o padrão de escoamento semianular com a dispersão da água no óleo na zona semianular e com o escoamento de água pura entre a zona semianular e a parede da conduta (W &  $D_{w/o}$  semianular) e o padrão de escoamento anular com a dispersão da água no óleo na zona anular e com o escoamento de água pura entre a zona anular e a parede da conduta (W &  $D_{w/o}$  anular).



**Figura 2-4:** Padrão de escoamentos para a mistura petróleo/água. Extraído de Wang *et al.* (2011).

Entretanto, para o escoamento óleo-água seis padrões de escoamentos foram observados, Figura 2-5, sendo eles: o padrão de escoamento totalmente disperso água/óleo e, próximo do topo da conduta, uma zona com o escoamento de óleo puro ( $D_{w/o}$  & O); o padrão de escoamento disperso água/óleo com parte da fase aquosa parcialmente segregada ( $D_{w/o}$  & w parcialmente segregada); o padrão de escoamento disperso água/óleo com o escoamento de parte da fase aquosa intermitente ( $D_{w/o}$  & w intermitente); o padrão de escoamento estratificado com formação de gotas de óleo na fase aquosa próximo da interface (ST &  $DI_{o/w}$ ); o padrão de escoamento semianular com o escoamento de óleo puro na zona semianular e com o escoamento da água dispersa no óleo entre a

zona semianular e a parede da conduta ( $D_{o/w}$  & O semianular) e o padrão de escoamento totalmente disperso óleo/água ( $D_{o/w}$ ).



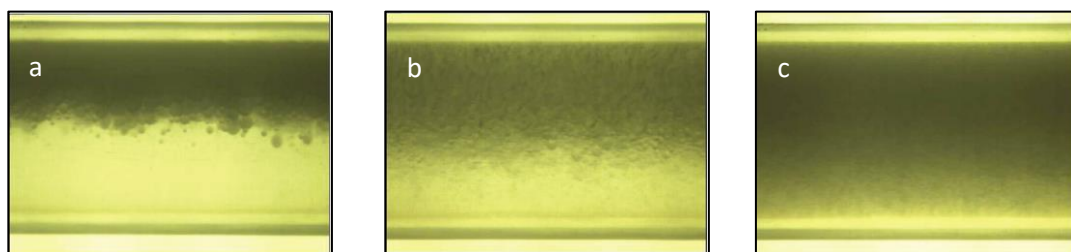
**Figura 2-5:** Padrões de escoamentos para a mistura óleo/água. Extraído de Wang *et al.* (2011).

As diferenças identificadas nos padrões de escoamentos petróleo/água e óleo/água foram atribuídas à presença de surfactantes naturais, tais como asfalteno e resinas, presentes no petróleo, e que tendem a acumular-se na interface água/petróleo, diminuir a tensão interfacial e gerar forças repulsivas estéricas.

Al-Wahaibi *et al.* (2012) apresentaram um estudo experimental com enfoque nos efeitos das velocidades de injeção do óleo e da água, no diâmetro da conduta e na viscosidade do óleo na transição do padrão de escoamento estratificado para o não estratificado. Para tanto, os mesmos utilizaram condutas horizontais de acrílico com diâmetro interno de 0,019 e 0,0254 m. As imagens foram captadas a 6,5 m (diâmetro interno menor,  $L/D \approx 342$ , e diâmetro interno maior,  $L/D \approx 256$ ) da entrada de seção de teste e foram feitas por meio de câmera de vídeo de alta velocidade. Os óleos utilizados possuíam as seguintes características físicas: óleo 1 densidade de  $875 \text{ kg.m}^{-3}$ , viscosidade de 12 cP e tensão interfacial de  $20,6 \text{ mN.m}^{-1}$  e óleo 2 densidade de  $868 \text{ kg.m}^{-3}$ , viscosidade de 6.4 cP e tensão interfacial de  $18.6 \text{ mN.m}^{-1}$ . Os dois fluidos entravam na seção de teste separadamente por uma junção Y. Os testes foram realizados com velocidade superficial do óleo entre  $0.05$  e  $0.5 \text{ m.s}^{-1}$ , sendo que para a velocidade do óleo testada aumentava  $0.1 \text{ m.s}^{-1}$  na velocidade superficial da água alcançando velocidades máximas da mistura de  $0.54 \text{ m.s}^{-1}$ . A partir dos resultados obtidos, os autores concluíram que os diâmetros das condutas têm considerável influência na transição dos padrões de escoamento. No que se

refere à viscosidade, são referidas duas características que consideraram as mais importantes na análise do efeito da viscosidade. A primeira tem a ver com o fato da transição do padrão estratificado para o não estratificado ocorrer sem bolhas quando usaram o óleo com menor viscosidade. Os autores atribuíram este comportamento à força interfacial, a qual era menor no óleo com menor viscosidade e ao decaimento da razão das viscosidades na mistura óleo/água. A segunda característica relaciona-se como fato de que até à velocidade superficial do óleo de  $0,21 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  a transição do padrão de escoamento ocorreu para baixas velocidades de água para o óleo com menor viscosidade, entretanto acima de velocidade de óleo de  $0,21 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  a transição do padrão de escoamento ocorreu para altas velocidades da água para o óleo com maior viscosidade. Os autores atribuem tais características à diferença de viscosidade e à velocidade relativa das misturas.

Tan *et al.* (2013) desenvolveram um estudo experimental que tinha como interesse conjugar um medidor de pressão de cone e sensores de condutividade, numa conduta horizontal, para determinar diferentes padrões de escoamento estratificados. A seção de teste tinha um comprimento total de 16.6 m e 0.05 m de diâmetro interno e era feita em acrílico. Os sensores consistem em quatro anéis de liga de titânio separados axialmente e acoplados à conduta. Os fluidos utilizados foram água (densidade  $998 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$  e viscosidade  $1,01 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ ) e óleo (densidade  $841 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$  e viscosidade  $17,4 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ ) e eram inseridos separadamente no sistema antes de entrarem na seção de teste. Os experimentos foram feitos alternando a variação dos caudais de entrada, ou seja, fixava-se o caudal de entrada da água, que foi testado na gama de  $3.9 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  a  $10.2 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ , e variava-se o caudal de entrada do óleo, gama de  $0.7 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$  a  $7.3 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ , e vice-versa. A partir desta dinâmica operacional, foi possível obter misturas com percentagem volumétrica de água entre 41,4% e 93,5% e o padrão de escoamento estratificados com mistura na interface (ST & MI), Figura 2-6 (a), o padrão de escoamento com uma zona do óleo disperso na água e outra com água pura (Do/w & w), Figura 2-6 (b), e o padrão de escoamento totalmente disperso óleo/água (Do/w), Figura 2-6 (c).



**Figura 2-6:** Padrões de escoamento observado por Tan *et al.* (2013): a – ST&MI, b – Do/w&w e c – Do/w ou o/w.

Nesta seção foram apresentados estudos experimentais que tinham como interesse a determinação dos padrões de escoamentos dos fluidos óleo e água, assim como, analisar a influência do diâmetro da conduta, das velocidades superficiais e das características físicas (densidade, viscosidade e tensão interfacial) dos fluidos nesses padrões. Foram determinados dois padrões de escoamentos principais, estratificado e disperso. O primeiro é característico de escoamentos com baixas velocidades superficiais dos fluidos e o segundo resulta do aumento da velocidade de um dos fluidos, ou de ambos, a tal ponto que a turbulência gerada no sistema proporcione total mistura entre as fases. A partir dos trabalhos apresentados, percebe-se que as influências do diâmetro da conduta e das características físicas dos fluidos determinam a formação dos padrões de escoamentos compreendidos entre os dois principais. Sendo assim, cada sistema apresenta configurações geométricas particulares entre as fases.

### 2.1.2 Queda de Pressão em Escoamentos Óleo/Água

O fenômeno de lubrificação da parede da conduta no transporte de fluidos imiscíveis, pode ser considerado como uma grande motivação para os estudos voltados para a perda de carga nesses escoamentos. Este fenômeno ocorre no escoamento de fluidos imiscíveis, quando o fluido com maior viscosidade escoar mais ao centro da linha de transporte, e o fluido com menor viscosidade forma um anel uniforme na região de maior tensão de corte (este padrão de escoamento é classificado como anular), o que causa a redução da queda de pressão no trecho lubrificado (Bannwart *et al.*, 2004; Bertola, 2003). A seguir serão apresentadas várias abordagens utilizadas para prever a queda de pressão para os principais padrões de escoamento de fluidos imiscíveis líquido-líquido.

Brauner (1991) desenvolveu um modelo para prever a queda de pressão de dois fluidos imiscíveis, em condições de escoamento anular totalmente desenvolvido, em uma conduta horizontal (Equação 2-1). A motivação que levou o autor a desenvolver este estudo foi devido à possibilidade de reduzir a queda de pressão para o transporte de um óleo altamente viscoso, utilizando o artifício de injetar água na conduta, formando-se uma região anular lubrificante com o fluido de menor viscosidade (água).

$$\phi_B = \left[ \frac{(K_1 U)^{1/2} + U + 1}{(K_1 U)^{1/2} + 1} \right]^2 \quad (2-1)$$

sendo  $K_1 = \frac{0.046 \mu_a}{16 \mu_o} Re_a$  e  $Re_a = \frac{\rho_a U_a D}{\mu_a}$ , onde  $\phi_B$  representa o gradiente de pressão,  $U$  é a velocidade superficial dos fluidos e  $K_1$  é o coeficiente para escoamentos anulares em regime laminar e turbulento;  $\mu_a$  e  $\mu_o$  são as viscosidades da água e do óleo, respetivamente;  $Re_a$  é o número de Reynolds da fase aquosa;  $U_a$  é a velocidade superficial da água e  $D$  é o diâmetro interno da conduta.

Segundo Brauner (1991), a presença de resinas no óleo influencia diretamente os valores de queda de pressão obtidos experimentalmente. O ajuste na predição da queda de pressão teve em consideração a rugosidade da superfície. Contudo, embora os resultados cubram uma vasta gama de condições operacionais de escoamento, a configuração anular nem sempre se mantem.

Arney *et al.* (1993) estudaram o efeito que a lubrificação pode causar no gradiente de pressão no transporte de petróleo e água e também no escoamento do fluido comercial (N6) e água, em uma conduta horizontal. As propriedades físicas do petróleo eram densidade  $985 \text{ kg.m}^{-3}$  e viscosidade  $6 \text{ Pa.s}$ , enquanto para o N6 a densidade era de  $989 \text{ kg.m}^{-3}$  e a viscosidade de  $26.3 \text{ Pa.s}$ . Os testes foram realizados variando as velocidades superficiais da água, trabalhada na gama ente  $0.06 - 0.65 \text{ m.s}^{-1}$ , e do óleo, na gama de  $0.20 - 1.16 \text{ m.s}^{-1}$ . Os fluidos eram inseridos separadamente no sistema antes de entrarem na seção de teste. No que se refere à criação do modelo, os autores desenvolveram uma teoria supondo escoamento laminar para o núcleo de óleo cilíndrico no interior da conduta definindo um número de Reynolds e um fator de atrito apropriados para a obtenção da equação da queda de pressão (Equação 2-2):

$$\phi_A = \frac{\Delta P_{oa}}{\Delta P_o} \quad (2-2)$$

onde  $\phi_A$  é a queda de pressão de Arney,  $\Delta P_{oa}$  é a queda de pressão medida e  $\Delta P_o$  é a queda de pressão se o óleo escoasse sozinho na conduta. Segundo os autores,  $\phi_A$  pode ser dado em termo das propriedades do sistema (Equação 2-3):

$$\phi_A = \frac{\rho_c D U_{oa}^2}{64 \mu_o U_o} \lambda_A \quad (2-3)$$

onde,  $U_{oa}$  é a soma da velocidade superficial da água e do óleo,  $D$  é o diâmetro interno da conduta,  $\mu_o$  é a viscosidade do óleo e  $\lambda_A$  é dado por:

$$\lambda_A = 0.316Re_A^{-1/4} \quad (2-4)$$

sendo  $Re_A$  o número de Reynolds de Arney e dado por:

$$Re_A = \frac{[(1-N^2)\rho_o + N^2\rho_a]DU_{oa}}{\mu_a} \left[ 1 + N^4 \left( \frac{\mu_a}{\mu_o} - 1 \right) \right] \quad (2-5)$$

onde  $\mu_a$  é a viscosidade da água,  $\mu_o$  a viscosidade do óleo,  $\rho_a$  é a densidade da água,  $\rho_o$  é a densidade do óleo e  $N$  o número de Arney obtido através da equação de  $H_a$  (*holdup volume fraction*), Equação 2-8:

$$\rho_m = (1 - N^2)\rho_a + N^2\rho_o \quad (2-6)$$

$$N = \sqrt{1 - H_a} \quad (2-7)$$

$$H_a = \alpha_a [1 + 0.35(1 - \alpha_a)] \quad (2-8)$$

onde  $\rho_m$  é a densidade da mistura e  $\alpha_a$  é a concentração de água.

Os autores observaram que nos dois escoamentos petróleo/água e N6/água ocorreu a redução da queda de pressão relativamente apenas ao escoamento do fluido oleoso. O modelo conseguiu prever satisfatoriamente os valores de queda de pressão, embora com maior eficiência nos escoamentos com altos números de Reynolds.

Angeli e Hewitt (1999) analisaram a queda de pressão em escoamentos de fluidos imiscíveis em condutas horizontais de aço inoxidável e de acrílico. Os fluidos utilizados para os testes foram água e óleo (densidade  $801 \text{ kg.m}^{-3}$  e viscosidade  $1.6 \text{ Pa.s}$ ) com tensão interfacial de  $0.017 \text{ N/m}$ . A conduta tinha diâmetro de  $24.3 \text{ mm}$  e comprimento total de  $9.7 \text{ m}$ , e os fluidos eram injetados separadamente no sistema antes de entrarem na seção de teste. As medições foram feitas para velocidades de mistura variando entre  $0.3$  e  $3.9 \text{ m.s}^{-1}$  e para frações volumétricas da água de  $0$  a  $100\%$ . Nessas condições foram observados padrões de escoamento estratificado e disperso.

Para o padrão de escoamento estratificado, os autores utilizaram a Equação 2-9 para prever os valores da queda de pressão.

$$\varnothing^2 = \frac{1}{4\tilde{A}_a X^2} (\tilde{D}_{Ha} \tilde{u}_a)^{-q} \tilde{u}_a^2 (\tilde{P}_o + \tilde{P}_a) \quad (2-9)$$

$$X^2 \left( \frac{\tilde{D}_{Ho} \tilde{u}_o}{\tilde{D}_{Ha} \tilde{u}_a} \right)^{-m} \left( \frac{\tilde{\mu}_o}{\tilde{\mu}_a} \right)^2 \frac{\tilde{P}_o}{\tilde{A}_o} - \frac{\tilde{P}_a}{\tilde{A}_a} - \tilde{P}_i \left( \frac{1}{\tilde{A}_o} + \frac{1}{\tilde{A}_a} \right) = 0 \quad (2-10)$$

onde  $\varnothing^2$  é a razão entre o gradiente de pressão da mistura óleo/água e o gradiente de pressão da fase oleosa,  $X^2$  é a razão entre o gradiente de pressão da fase oleosa e o gradiente de pressão da fase aquosa,  $\tilde{u}_a$  e  $\tilde{u}_o$  são velocidades adimensionais da água e do óleo, respetivamente,  $q$  é o expoente do número de Reynolds no cálculo do fator de atrito,  $\tilde{D}_{Ha}$  e  $\tilde{D}_{Ho}$  são os diâmetros hidráulicos adimensionais para a água e para o óleo, respetivamente,  $\tilde{A}_a$  e  $\tilde{A}_o$  são as áreas adimensionais da seção transversal ocupadas pela água e pelo óleo, respetivamente,  $\tilde{P}_a$  e  $\tilde{P}_o$  são os perímetros da parede molhada pela água e pelo óleo, respetivamente,  $\tilde{P}_i$  é o perímetro da tensão interfacial.

Para o escoamento disperso, os autores utilizaram o modelo homogêneo para determinar os valores do gradiente de pressão, Equação 2-11:

$$-\frac{dp}{dz} = \frac{\tau_o}{P} + \frac{d \left( \frac{m^2}{\rho m} \right)}{dz} + g \rho_m \sin \theta \quad (2-11)$$

onde  $P$  é pressão,  $\tau_o$  é a tensão de corte do óleo,  $z$  o comprimento da conduta,  $\dot{m}$  o fluxo mássico da mistura,  $\rho_m$  a densidade da mistura,  $g$  a aceleração da gravidade e  $\theta$  o ângulo de inclinação da conduta.

Foi observado que para a conduta de aço se obtiveram maiores valores para a queda de pressão, podendo ser atribuído ao tipo de material da conduta e rugosidade da parede. Por fim, os modelos estudados conseguiram prever satisfatoriamente os valores de queda de pressão experimentais nas duas condutas.

Chakrabarti *et al.* (2005) investigaram modelos para a determinação da queda de pressão para o escoamento água/óleo em uma conduta horizontal com 0.025 m de diâmetro interno e 2.13 m de comprimento. Os fluidos utilizados para o teste foram água e querosene (densidade 787 kg.m<sup>-3</sup> e viscosidade 1.2 Pa.s) com tensão interfacial de 0.045 N/m. Para os testes experimentais, os fluidos eram injetados separadamente no sistema antes de entrarem na seção de teste, sendo realizados ensaios para diferentes combinações de velocidade superficial das fases que ficaram na gama de 0.03 – 2 m.s<sup>-1</sup>. Com estas condições operacionais, foi possível observar o padrão estratificado, o padrão



estratificado com ondas, o padrão disperso óleo/água e o padrão disperso água/óleo. O modelo utilizado para a predição da pressão considerou a minimização da energia total e a equalização da pressão para as duas fases. Sendo assim, o sistema deve estabilizar quando a sua energia total é minimizada. Adicionalmente supuseram que, o sistema terá a mesma queda de pressão em ambas as fases. A energia total (ET) do sistema é obtida através do somatório das energias cinética (EK), potencial (EP) e superficial (ES), Equação 2-12:

$$ET = EK + EP + ES \quad (2-12)$$

Para as equações da queda de pressão foram feitas as seguintes suposições: se a velocidade de entrada da água for maior que a do óleo ( $U_a > U_o$ ) as equações para a queda de pressão por unidade de comprimento na fase aquosa ( $P_a$ ), Equação 2-13, e na fase oleosa ( $P_o$ ), Equação 2-14, serão:

$$\frac{\partial P_a}{\partial z} = \frac{1}{A_a} \left[ \left( \tau_a R \theta_e + \tau_{oa} 2R \sin \left( \frac{\theta_e}{2} \right) \right) \right] \quad (2-13)$$

$$\frac{\partial P_o}{\partial z} = \frac{1}{A_o} \left[ \left( \tau_o R (2\pi - \theta_e) - \tau_{oa} 2R \sin \left( \frac{\theta_e}{2} \right) \right) \right] \quad (2-14)$$

se a velocidade de entrada da água for menor que a do óleo ( $U_a < U_o$ ) as equações para a queda de pressão por unidade de comprimento na fase aquosa, Equação 2-15, e na fase oleosa, Equação 2-16, serão:

$$\frac{\partial P_a}{\partial z} = \frac{1}{A_a} \left[ \left( \tau_a R \theta_e - \tau_{oa} 2R \sin \left( \frac{\theta_e}{2} \right) \right) \right] \quad (2-15)$$

$$\frac{\partial P_o}{\partial z} = \frac{1}{A_o} \left[ \left( \tau_o R (2\pi - \theta_e) + \tau_{oa} 2R \sin \left( \frac{\theta_e}{2} \right) \right) \right] \quad (2-16)$$

onde  $P_a$  é a pressão na fase da água,  $z$  é o comprimento da conduta,  $A_a$  é a área da seção transversal ocupada pela fase da água,  $A_o$  é a área da seção transversal ocupada pela fase do óleo,  $\tau_a$  é a tensão de corte da água,  $\tau_o$  é a tensão de corte do óleo,  $\tau_{oa}$  é a tensão de corte na interface,  $R$  é o raio da conduta e  $\theta_e$  é a energia minimizada.

Por fim, a equação da energia total pode ser escrita como:

$$\frac{\partial P_a}{\partial z} - \frac{\partial P_o}{\partial z} = R(\theta_e) \quad (2-17)$$

onde para um estado estabilizado  $R(\theta_e) \rightarrow 0$ .

Os resultados permitiram concluir que para os padrões de escoamento dispersos água/óleo e óleo/água, as incertezas no valor calculado da queda de pressão foram da ordem de 10% enquanto para os padrões estratificado e estratificado com ondas, os valores de queda de pressão calculados estão de acordo com os resultados obtidos experimentalmente.

Grassi *et al.* (2008) realizaram um trabalho experimental, já descrito na seção 2.1.1., e fizeram uma comparação dos dados de queda de pressão com os modelos apresentados por Brauner (1991), para prever a queda de pressão no padrão anular para sistemas horizontais e inclinados. Segundo os mesmos, o modelo conseguiu prever satisfatoriamente os resultados experimentais apresentando incertezas de 20% tanto para os sistemas horizontais quanto para os inclinados.

Sotgia *et al.* (2008) estudaram a influência da configuração da interface óleo/água e das modificações causadas pelas variações dos caudais de escoamento, sobre a queda de pressão no sistema. Os resultados experimentais foram comparados com os modelos de Brauner (1991) e Arney *et al.* (1993). Para tanto, Sotgia *et al.* (2008) fizeram um estudo experimental do escoamento óleo/água, sendo a água a fase contínua. O óleo utilizado possuía viscosidade elevada e propriedades próximas das do petróleo ( $\mu_o = 0.919 \text{ Pa.s}$  e  $\rho_o = 889 \text{ Kg.m}^{-3}$ ). Foram utilizadas condutas de Pyrex e Plexiglas, possibilitando, assim, avaliar a influência da velocidade de entrada dos fluidos e da variação do diâmetro da conduta. Os testes foram feitos em duas condutas com comprimentos de 10 m, uma com 30 mm de diâmetro interno (L/D=200) e outra com 40 mm (L/D=150). Os autores conseguiram reproduzir experimentalmente os padrões de escoamento disperso, anular e estratificado, assim como suas variações. Segundo os autores, os modelos analisados conseguiram prever satisfatoriamente os valores de queda de pressão obtidos experimentalmente.

Yusuf *et al.* (2012) estudaram o efeito da viscosidade no gradiente de pressão no escoamento horizontal óleo/água. A seção de teste tinha comprimento de 8 m e diâmetro interno 25.4 mm (L/D=315). Os fluidos entravam separadamente no sistema antes da

seção de teste. As características físicas do óleo testado foram: densidade de  $875 \text{ Kg.m}^{-3}$  e viscosidade de 12 cP. Os autores compararam os resultados experimentais dos gradientes de pressão com os modelos apresentados por Angeli e Hewitt (1999) e Chakrabarti *et al.* (2005), para valores de viscosidade variando entre 12 e 16 cP e que foram obtidos para os mesmos tipos de escoamento e geometrias utilizados por Yusuf *et al.* (2012). Segundo os autores, os modelos predizeram satisfatoriamente os dados experimentais, tendo-se observado desvios entre as quedas de pressão simulada e experimental na gama de  $\pm 20\%$ .

A descrição das diferentes abordagens de modelação será efetuada com mais detalhe posteriormente, na seção dedicada à modelização dos escoamentos óleo/água. A complexidade dos escoamentos de fluidos imiscíveis, que se dá devido, entre outros fatores, à diversidade dos arranjos espaciais formados pela interação das duas fases, faz com que o cálculo prévio da perda de carga nesses sistemas seja de difícil execução. Sendo assim, o desenvolvimento das correlações para a perda de carga é fortemente empírico, tendo como principal consequência aplicações restritas ao limite dos escoamentos que as geram (Rodriguez, 2011).

## 2.2 Monitorização

A monitorização de escoamentos multifásicos pode ser feita quer por técnicas de separação das fases, onde uma amostra da mistura que escoar é recolhida para serem determinadas as frações das fases presentes, quer através de medições que utilizam técnicas que não necessitam recolher amostras da mistura. Quando a monitorização é feita por separação das fases, a mistura é coletada através de sondas coletoras ou de equipamentos de separação de fluidos multifásicos. No que diz respeito ao segundo tipo de monitorização, esta pode ser feita recorrendo a técnicas *offline* ou *on-line* (Kipping *et al.*, 2016). Dentro deste universo de técnicas, as inspeções das misturas feitas através de técnicas tomográficas destacam-se por apresentarem uma gama de opções que pode ser aplicado em diversos sistemas. A possibilidade de se analisar um sistema de forma intrusiva ou não (Ismail *et al.*, 2005; Wang, 2015) é uma vantagem apresentada pelas técnicas tomográficas que lhes permitiu serem utilizadas em diversas áreas do conhecimento, entre elas na área médica, uma vez que a imagem de determinado órgão interna do paciente pode ser obtida com boa resolução e de forma segura (Garcea *et al.*,

2018). Na área industrial, a utilização das técnicas tomográficas tem sido bastante implementada e, com isto, amplamente estudada.

No que se refere aos sistemas intrusivos, o *wire-mesh* é um sistema usado na inspeção de escoamentos líquido-gás que utiliza malhas constituídas por planos de fios transmissores e recetores que se cruzam. O dispositivo é inserido na seção transversal por onde se desenvolve o escoamento e a imagem é reconstruída através da diferença de condutividade dos materiais nele presentes (Kesana *et al.*, 2017; Kipping *et al.*, 2016). A sonda *wire-mesh* foi projetada inicialmente para operar em modo *offline* (Kesana *et al.*, 2017; Shaban e Tavoularis, 2015) apresentando por isso restrições na sua utilização (Kipping *et al.*, 2016). Entretanto, Kipping *et al.* (2016), propuseram o desenvolvimento de um sistema industrial: para tanto, desenvolveram um algoritmo capaz de calcular a fração de vazio e identificar o padrão de escoamento de forma rápida, tendo sido bem-sucedidos na sua utilização para monitorizar escoamentos *on-line* líquido-gás em condutas verticais.

Na tabela Tabela 2-2, são apresentados diversos processos tomográficos que reconstroem a imagem interna do sistema de forma não intrusiva e *on-line*, Gladden (1997). Os sistemas sensoriais utilizados neste tipo de procedimento distinguem-se por utilizarem os princípios da radiação eletromagnética, acústica ou elétrica. Devido a não interferirem no sistema em observação e à elevada resolução temporal e espacial, estes sistemas são amplamente utilizados tanto na área médica quanto na industrial.

**Tabela 2-2:** Sistemas intrusivos utilizados em processos tomográficos. Modificado de (Gladden, 1997).

PRINCÍPIO DOS SENSORES	MÉTODO	CARACTERÍSTICAS
<b>RADIAÇÃO ELETROMAGNÉTICA</b>	Ótico	Rápido. Acesso ótico requerido.
	Raio-x e raio- $\gamma$	Lento. Contaminação por radiação.
	Emissão de pósitrons (PET)	Marcação das partículas. Não <i>on-line</i> .
	Ressonância magnética nuclear (NRI)	Rápido. Caro para grandes recipientes.
<b>ACÚSTICO</b>	Ultrassons	Velocidade sónica é a limitação.
<b>TOMOGRAFIA ELÉTRICA</b>	Capacitância, impedância e indução	Rápido, baixo custo e adequado para qualquer recipiente.

Na utilização da radiação eletromagnética destacam-se as técnicas que utilizam propriedades óticas (OCT), raio-x ou raio- $\gamma$ , emissão de pósitrons (PET) e as de ressonância magnética nuclear (NRI). A OCT baseia-se em interferometria de baixa

coerência, sendo usada para produzir perfis de retrodifusão usando comprimentos de onda na faixa dos infravermelhos, de baixa potência e coerência. Neste caso, o padrão de interferência contém informações simultâneas sobre a localização, o índice de dispersão (densidade) e a velocidade de deslocamento das partículas próximo da superfície, em escala micro (Haavisto *et al.*, 2015). Outra característica relevante desta técnica é a alta resolução temporal que conjugada com a resolução espacial na escala micrométrica pode ser empregada para analisar o escoamento em regime turbulento, obtendo, com isto, bons resultados (Haavisto *et al.*, 2015; Mujat *et al.*, 2013). A tomografia computadorizada de raio-x é uma técnica que usa o coeficiente de atenuação para reproduzir uma imagem através do contraste entre os diferentes graus de absorção e transmissão que os materiais apresentam relativamente à radiação neles incidente (Menin, 2009). Na NRI, a monitorização do escoamento é feita utilizando a propriedade de ressonância nuclear. Esta técnica é bastante utilizada para a determinação dos perfis de concentração, da distribuição da velocidade e dos componentes químicos presentes no escoamento (Powell, 2008).

Os sistemas baseados em sensores ultrassônicos recorrem às interações entre as ondas ultrassônicas incidentes e as fases presentes no escoamento, resultando em energia transmitida e refletida com ou sem alteração da direção de propagação, que são medidas por detetores e permitindo fazer a reconstrução da imagem interna. O uso dos sensores ultrassônicos restringe-se apenas aos processos com variações significativas nas densidades/impedâncias dos seus componentes (Rahiman *et al.*, 2006; Supardan *et al.*, 2007; Williams e Beck, 1995). A tomografia elétrica (ET) abrange técnicas que utilizam as propriedades elétricas dos materiais e será abordada com mais detalhes na secção seguinte.

Além das técnicas citadas, a *digital particle image velocimetry* (DPIV) adquiriu significativo destaque na investigação de escoamentos, uma vez que permite a observação *on-line* do sistema segundo um plano ou um volume, de forma não invasiva (Kähler *et al.*, 2012). Nesta técnica, utilizam-se traçadores que seguem o movimento do escoamento com bastante precisão e em seguida reconstruem-se as imagens do escoamento que podem ser processadas recorrendo a métodos digitais. Sendo assim, pode-se monitorizar o escoamento das bolhas ou gotas e a interação das mesmas com o fluido (Kähler *et al.*, 2012).

### 2.2.1 Tomografia Elétrica (TE)

A tomografia elétrica (TE) abrange um grupo de técnicas que procuram reconstruir imagens internas de um sistema constituído por uma ou mais fases. Neste conjunto de técnicas, leva-se em conta a variação das propriedades elétricas, capacitância, impedância ou indutância, dos materiais presentes, obtendo-se um conjunto de dados que detalham as dependências espaciais das propriedades elétricas com a mistura (Ismail *et al.*, 2005; Wang, 2015). Como resultado, geram-se imagens transversais que fornecem informações sobre o escoamento e sobre a respetiva distribuição das fases no sistema, que podem ser usadas não só para a sua inspeção, como também para a validação de modelos matemáticos (Ismail *et al.*, 2005). Os componentes básicos da TE são um conjunto de sensores, específicos para cada tipo de abordagem, um sistema de aquisição de dados e *software* de reconstrução/visualização de imagens, Figura 2-7.

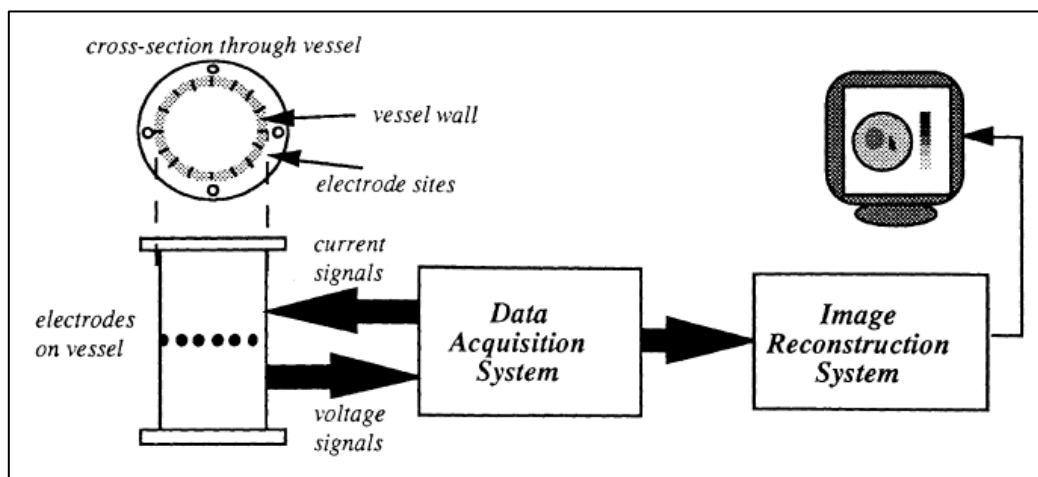
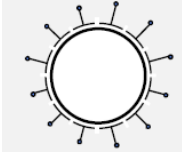
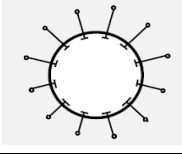
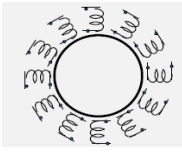


Figura 2-7: Esquema de um sistema EIT (Gladden, 1997).

As técnicas tomográficas utilizam procedimentos não invasivos e, para além disso, são de baixo custo; possuem rápida velocidade de reconstrução das imagens, segurança e facilidade do uso; podem ser utilizadas em processos sujeitos a pressões e temperaturas elevadas e apresentam flexibilidade no tipo de sensores, que podem ser utilizados em praticamente qualquer geometria (Ismail *et al.*, 2005; Wang, 2015). Fazem parte deste grupo a tomografia de capacitância elétrica (ECT), a tomografia eletromagnética (EMT) ou tomografia por indução magnética e a tomografia de impedância elétrica (EIT). A seguir são apresentadas as técnicas TE. Na Tabela 2-3, é apresentada uma análise comparativa entre a ECT, EMT e EIT listados por Wang (2015), onde foi tida em consideração os tipos e as propriedades dos materiais utilizados nas técnicas.

**Tabela 2-3:** Comparação entre as técnicas ECT, EIT e EMT (Wang, 2015).

MÉTODO	SENSOR	ARRANJO	VALORES MEDIDOS	APLICAÇÕES
ECT	Placas Capacitivas		Capacitância (C)	Água; Óleo; Não metálicos; Pó, Polímeros; Gases.
EIT	Eléttodos		Resistência/Impedância (R/Z)	Água salina; Tecidos biológicos, Rochas; Semicondutores
EMT	Bobinas		Indutância (L)	Metais; Alguns minerais; Materiais magnéticos; Tecidos biológicos; Grafite

Tomografia de Capacitância Elétrica (ECT) – Nesta abordagem, a reconstrução de imagens é feita utilizando informações sobre a permissividade ou propriedades dielétricas de cada componente presente. As medidas de capacitância são retiradas através de um conjunto de sensores planares posicionados na periferia do domínio (Ismail *et al.*, 2005). A aplicação da ECT inclui leitos fluidizados, sistemas de transporte pneumático, camas de gotejamento e combustão, conduta de transporte de fluidos multifásico etc. (Wang, 2015).

Tomografia eletromagnética (EMT) – Nesta técnica, a reconstrução da imagem é feita a partir de dados obtidos devido à atuação de um campo magnético sobre o domínio de interesse. Sendo assim, utilizam-se bobinas de excitação como emissores e bobinas de detecção como recetores de sinais. As bobinas emissoras geram um campo magnético incidente sobre o sistema em escoamento: a distribuição das fases presentes na mistura modifica o campo magnético que é medido através das bobinas recetoras posicionadas na fronteira do domínio. Os dados adquiridos são enviados para um computador que através de *software* de reconstrução criam uma imagem da distribuição dos materiais presentes no escoamento (Wang, 2015).

Tomografia de Impedância Elétrica (EIT) – Nesta técnica, a produção das imagens ocorre a partir da distribuição da impedância elétrica no interior do sistema em observação usando medidas de diferenças de potencial na periferia do mesmo (Berryman, 1990). Para tanto, injeta-se uma corrente através do domínio ou aplica-se uma diferença de potencial ao domínio recorrendo a um par de eléctrodos e mede-se a respetiva resposta elétrica numa

série de eletrodos posicionados ao longo do limite do domínio. No caso em que o sinal elétrico usado como estímulo é de amplitude constante ao longo do tempo, tem-se um caso particular da EIT, a tomografia de resistência elétrica (ERT) (Wang, 2015).

As técnicas de tomografia elétrica têm vindo a conhecer vários desenvolvimentos/aplicações ao longo do tempo. George *et al.*, (2000) estudaram a aplicação do sistema EIT a escoamentos bifásicos sólido-líquido e gás-líquido. A experiência foi levada a cabo num cilindro com diâmetro interno de 19.05 cm e com altura de 12 cm no qual foi instalado um anel de 16 eletrodos. Os resultados obtidos pela EIT foram comparados com os resultados obtidos através de um sistema de tomografia por densitometria. Segundo os autores, as frações médias do volume de sólidos e as frações médias de volume de gás, medidos pela EIT, estavam em consonância com os volumes de fração de sólidos até 0.05, cujos valores nominais foram calculados através da massa dos sólidos em cada escoamento.

Chambers *et al.* (2004) inspecionaram a migração de substâncias orgânicas com densidade acima de  $1 \text{ g.cm}^{-3}$  denominadas *dense non aqueous phase liquids*, DNAPL, através de um meio poroso dentro de uma coluna. Para a simulação do DNAPL fluorado foi construída uma coluna em PVC com 0.52 m de comprimento e 0.31 m de diâmetro interno. O preenchimento da coluna foi feito com matérias porosas e a mesma foi revestida com 12 eletrodos de carbono colocados à altura de 0.26 m relativamente à base. Segundo os autores, a reconstrução da imagem do processo de migração do DNAPL fluorado foi bem-sucedida e salientaram a importância e o potencial da EIT para a monitorização não invasiva de experiências com fases líquidas.

Hasan e Azzopardi (2007) usaram a ECT como uma importante ferramenta de imagiologia para a visualização *on-line* da distribuição espacial do interior de condutas de escoamento de sistemas óleo/água. Os testes foram realizados numa conduta com 2.80 m de comprimento e com 60 mm de diâmetro interno. Os fluídos utilizados foram água e querosene (densidade  $796 \text{ kg.m}^{-3}$  e viscosidade  $0.0021 \text{ Pa.s}$ ). Os autores conseguiram obter informações instantâneas sobre a fração volumétrica do óleo e da estrutura interfacial do escoamento óleo/água. Também foi possível identificar os padrões de escoamento disperso, estratificado com mistura na interface e totalmente estratificado.

Wang *et al.* (2015) combinaram três métodos de obtenção de dados para analisar escoamentos bifásicos de óleo/água e trifásicos de gás/água/óleo para diferentes velocidades de entrada dos fluídos numa conduta vertical. Os métodos combinados foram a tomografia de impedância elétrica (*electrical impedance tomography*, EIT) para



distribuição das fases e avaliação da distribuição das velocidades das mesmas, a *electromagnetic flow metre* (EMF), para medição da velocidade da fase contínua, e a *flow-mixture density metre* (FDM), para fornecer informações sobre a densidade média da mistura. Nos testes foram utilizados água, querosene e nitrogénio. Com a utilização dos três métodos em simultâneo os autores fizeram a determinação das concentrações e velocidades médias e, portanto, a taxa de fluxo médio de cada fase. Os resultados obtidos pelos três métodos foram comparados com dados de referências determinados a partir dos dados de pressão e temperatura obtidas experimentalmente. Sendo assim, os autores observaram que para o escoamento bifásico o erro foi de  $\pm 5\%$  e para o trifásico o erro variou entre  $\pm 10$  e  $\pm 45\%$ , em função das condições de teste.

Silva *et al.* (2016) fizeram um estudo comparativo entre dados experimentais obtidos por três técnicas e dados numéricos obtidos pelo modelo de mistura para o escoamento diluído de suspensões sólido/líquido com o objetivo de validar o modelo. As técnicas experimentais utilizadas foram a Tomografia de Ressonância Magnética (MRI), o Perfil de Velocidade Ultrassônica (UVP) e a Tomografia de Impedância Elétrica (EIT). O estudo experimental foi realizado em uma conduta com diâmetro interno de 0.34 m e em outra com diâmetro interno de 0.50 m, ambas com 7 m de comprimento. As suspensões sólidas eram compostas por microesferas de vidro com 0.15 e 0.5 mm de diâmetro. Os autores obtiveram resultados experimentais de perfil de velocidade tanto para a fase líquida quanto para a sólida através da MRI e do UVP e os perfis de distribuição de partículas na seção transversal do tubo por meio da EIT.

Che *et al.* (2017) projetaram e construíram um sistema ECT para ser utilizado num leito fluidizado. Os autores pretendiam desenvolver uma nova estratégia de utilização da ECT em que fosse possível fazer a medição síncrona dos fluxos de gás e sólidos dentro e fora de um tubo Wurster: os tubos Wurster consistem num leito fluidizado de partículas ao longo de um tubo vertical no fundo do qual se encontra o distribuidor de ar, muito utilizado no revestimento de partículas sólidas. No sistema dos autores, o tubo Wurster foi projetado por forma a controlar o fluxo de ar permitindo que o escoamento apresentasse uma maior velocidade na zona de revestimento e menor na zona do anel capacitivo, resultando numa diferença de pressão entre as duas regiões. A partir das informações obtidas pelo sistema ETC, os autores observaram que os escoamentos dentro e fora do tubo Wurster apresentam diferentes padrões. Na região ocupada pelo anel ocorreu mínima fluidização com a formação de bolhas e na região de revestimento foram formados padrões de escoamentos dispersos e anulares.

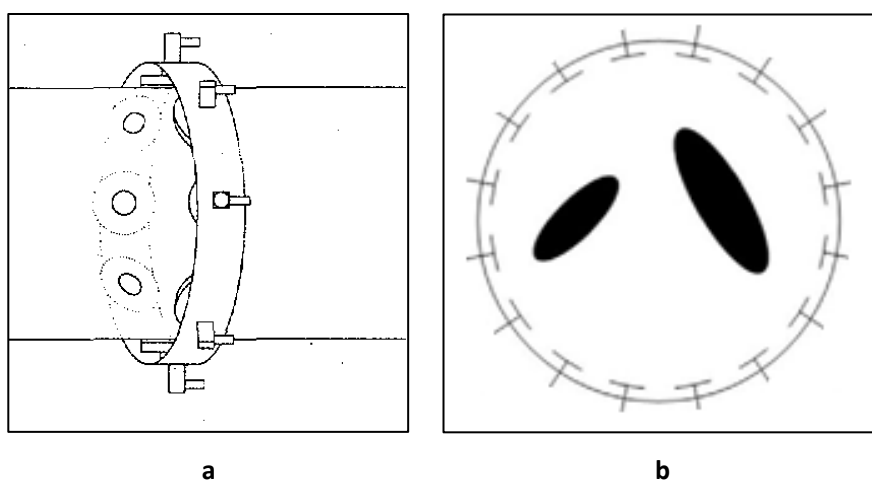
Fiderek et al. (2017) utilizaram o sistema 3D ECT para determinar os padrões de escoamento gás/óleo. As experiências foram levadas a cabo em condutas de PVC de comprimento de 7.5 m, na posição horizontal, e com comprimento de 4 m na posição vertical: para ambas as situações usaram diferentes diâmetros internos, 34, 51.6 e 81.4 mm, sendo o sistema constituído por ar e glicerol. Segundo os mesmos, esta técnica pode fornecer informações valiosas para construir mapas de fluxo em sistemas de duas fases, assim como, possibilitar melhor controle e diagnóstico de processos industriais.

Li *et al.* (2017) fizeram um estudo comparativo do desempenho da ECT e da medição das flutuações de pressão num leito fluidizado na determinação das velocidades mínimas de fluidização e de *slugging* bem como da velocidade de ascensão das bolhas no leito. Segundo os autores, a partir da variação temporal dos perfis de distribuição dos sólidos na secção reta do leito é possível obter a velocidade mínima de fluidização. Em relação à velocidade mínima de *slugging*, a estimativa mínima foi obtida utilizando três métodos: flutuação da pressão, fração de volume e análise de imagens pseudo-3D ECT. Por meio de medidas por ECT, foram obtidos vários cortes transversais num mesmo plano e em instantes de tempo consecutivos, usados na reconstrução de imagens 2D. Agrupando as várias fatias de imagens 2D, a imagem pseudo-3D pode ser reconstruída (era presumido que as estruturas que atravessavam o plano de medição se encontravam congeladas no espaço). Os dados de medição de ECT podiam e foram também usados para a predição da velocidade do aumento de bolhas aplicando técnicas de correlação cruzadas. Conjugando a medição das flutuações de pressão e a técnica de ECT conseguiram prever com melhor precisão os parâmetros mais importantes de um leito fluidizado.

#### 2.2.1.1 Tomografia de Impedância Elétrica

A EIT é, como referido, uma técnica de imagiologia que se tornou bastante difundida a nível industrial devido à possibilidade de reconstruir a imagem de uma secção de um corpo a baixo custo, de forma segura e rápida, sendo possível a reconstrução de 1000 imagens por segundo, (Wang 2015). Com a sua utilização procura-se obter a variação da impedância elétrica no interior de um domínio. Para tal, uma corrente elétrica é injetada através de um dos pares de um conjunto de elétrodos colocados na fronteira do domínio, Figura 2-8. Como resultado da injeção da corrente elétrica, surge no interior do domínio, um campo elétrico que se distribui conforme as propriedades elétricas de cada

material presente no domínio estimulado. Nos restantes eléttodos, medem-se os potenciais elétricos resultantes. Caso a corrente injectada seja do tipo sinusoidal, os potenciais medidos fornecem informação tanto sobre a fase quanto sobre a amplitude do sinal eléctrico (Gladden, 1997; Grootveld, 1996). A partir das informações obtidas nos diferentes eléttodos distribuídos ao longo do domínio, e com o auxílio de um algoritmo matemático não linear, denominado por resolução do problema inverso, consegue-se determinar a distribuição da variação da condutividade no domínio.

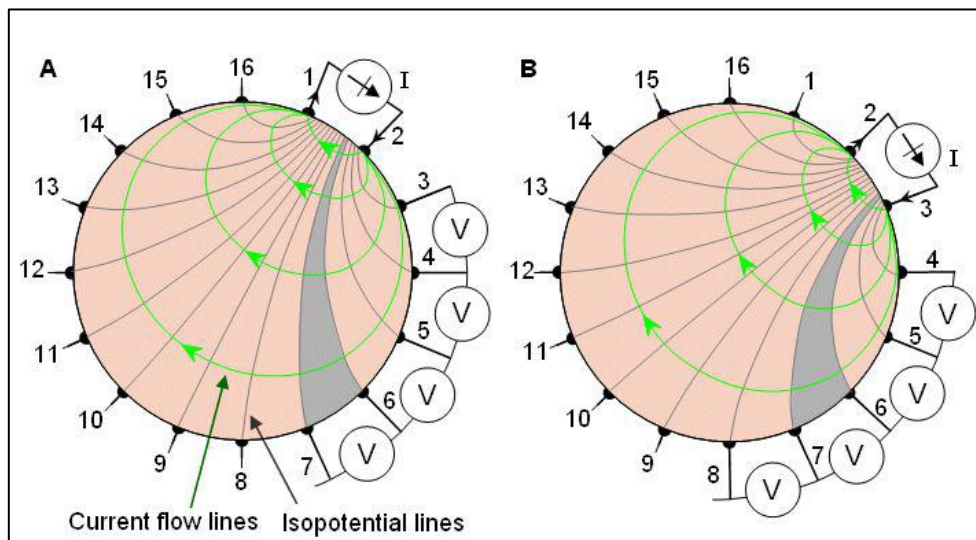


**Figura 2-8:** Esquema de ligação dos Sensores EIT (anel de eléttodos) no domínio do sistema: a – imagem externa do sistema de eléttodos acoplados ao domínio e b- Visualização da seção reta dos eléttodos posicionados no limite do domínio (Grootveld, 1996; Wang *et al.* 2012).

### Protocolo de Medições

Quando é aplicada uma determinada diferença de potencial entre o par de eléttodos de excitação, os mesmos apresentam uma impedância de contacto entre a sua superfície e o fluído no interior do recipiente (Grootveld, 1996). Essa impedância de contacto, que é indesejável, é função da área do eléttodo, da rugosidade da superfície de contacto e da densidade da corrente, bem como das características dos fluídos, como sejam por exemplo a temperatura e o pH. Como resultado da existência dessa impedância de contacto, na região entre a superfície dos eléttodos de estímulo e o fluído, verifica-se uma queda de tensão, causando, com isto, perda de parte do estímulo eléctrico aplicado (Grootveld, 1996). Para evitar o efeito da impedância de contacto sobre as medições, são utilizados protocolos de medição que limitam a influência da impedância de contacto no sistema. Sendo assim, podem-se distinguir quatro tipos de protocolos de injeção.

Método adjacente – Neste método, em dois elétrodos vizinhos ou adjacentes injeta-se uma corrente elétrica e simultaneamente nos restantes pares de elétrodos medem-se as diferenças de potencial elétrico resultantes. Na Figura 2-9, ilustra-se um sistema EIT com 16 elétrodos. Nos elétrodos 1 – 2, Figura 2-9 (a), é injetada uma corrente elétrica e nos pares de elétrodos 3-4, 4-5, 5-6, ..., 15-16 são medidas as diferenças de potencial elétrico, somando um total de 13 medidas independentes. Cada uma representa de forma indireta a impedância entre as linhas equipotenciais que cruzam os pares de elétrodos de medição (indicado como sombreado para a medição dos elétrodos 6 – 7). Na Figura 2-9 (b), apresenta-se o esquema de medição quando a injeção é feita nos elétrodos 2 – 3, sendo também obtidas 13 medidas de diferenças de potencial. Sendo assim, para um sistema de  $N$  elétrodos são obtidas  $N \times (N-3)$  medidas. Em relação à densidade da corrente, percebe-se que na imediação dos elétrodos de injeção (casos A, 1 – 2, e B, 2 – 3) observam-se os valores mais altos, diminuindo rapidamente em função da distância à zona de injeção (Malmivuo e Plonsey, 1995).



**Figura 2-9:** Método adjacente de coleta de dados. A – elétrodos de injeção 1 – 2 e B – elétrodos de injeção 2 – 3 (Malmivuo e Plonsey, 1995).

Método oposto – Neste método, dois elétrodos diametralmente opostos são usados para injetar a corrente no domínio. Considera-se um dos elétrodos adjacentes ao de entrada da corrente no domínio como elétrodo de referência em relação ao qual são feitas as medidas das diferenças de potencial elétrico com o objetivo de determinar as diferenças de potencial elétrico entre todos os pares de elétrodos adjacentes. Na Figura 2-10 (A), foram selecionados os elétrodos 16 e 8 como injetores. Sendo assim, medem-se os diferenciais de voltagem com o elétrodo 7 como referência, produzindo 13 medidas de

diferencial (1-7, 2-7, 3-7, ..., 15-7). Na Figura 2-10 (B), foram selecionados os elétrodos 1 e 9 como par de estímulo. Neste caso, medem-se as diferenças de potencial usando o elétrodo 8 como referência de onde resultam de novo 13 medidas de diferencial de potencial (2-8, 3-6, 4-8, ..., 18-8). Assim, um varrimento completo é composto por  $13 \times 16 = 208$  medições, sendo metade independentes (Malmivuo e Plonsey, 1995).

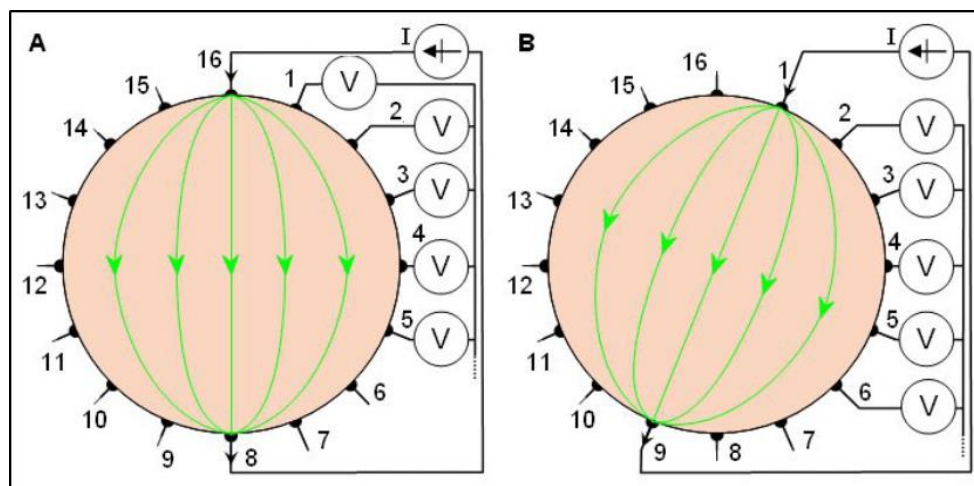
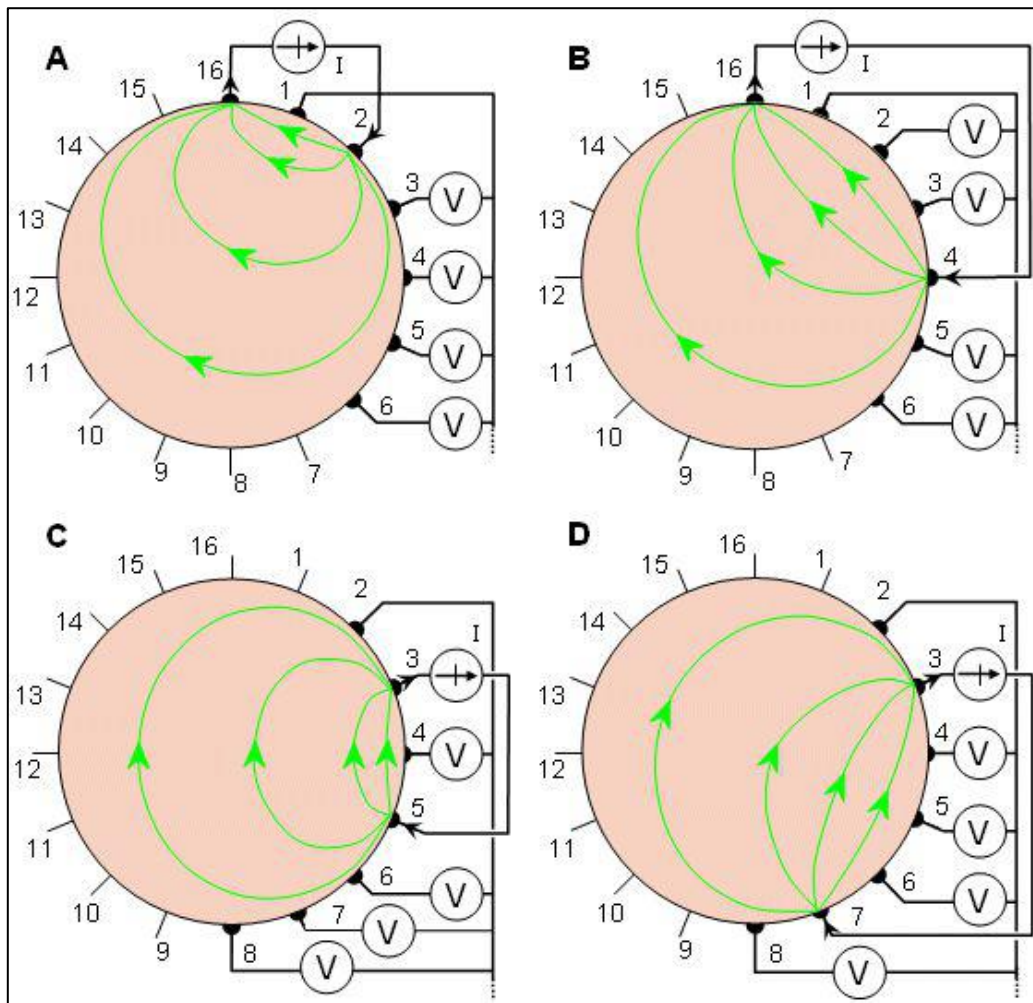


Figura 2-10: Método oposto (Malmivuo e Plonsey, 1995).

Método cruzado – Neste método são selecionados dois elétrodos adjacentes, um para referência da corrente de estímulo do domínio e o outro para a medição das diferenças de potencial elétrico. Na ilustração apresentada na Figura 2-11 (A) foram selecionados os elétrodos 16, e 2 para injeção. Entre o elétrodo 1 e os demais, mede-se a diferença de potencial elétrico resultando daí 13 medidas (1-3, 1-4, 1-5, ..., 1-15). Completado o varrimento, inicia-se o seguinte com injeção nos elétrodos 16 e 4, Figura 2-11 (B) gerando-se novamente 13 pares de medição (1-2, 1-3, 1-5, ..., 1-15). Este processo repete-se utilizando como par de elétrodos injetores os pares 16-8, 16-10, 16-12 e 16-14. O processo é em seguida repetido usando os elétrodos 2 e 3 como referência, respectivamente, da corrente de estímulo do domínio e da medição das diferenças de potencial elétrico. A corrente será aplicada em cada um dos varrimentos entre os pares 3-5, 3-7, 3-9 e 3-11 e 3-1, sendo que em cada um deles são medidas as diferenças de potencial entre o elétrodo 2 e os restantes, totalizando um total de  $7 \times 13 = 91$  medições. Considerando a totalidade dos varrimentos, geram-se 182 medições sendo que apenas 104 são independentes. O método cruzado não apresenta boa sensibilidade em toda região (Malmivuo e Plonsey, 1995), existindo zonas de pouca sensibilidade junto à periferia.



**Figura 2-11:** Método cruzado (Malmivuo e Plonsey, 1995).

Método adaptativo – Neste método a corrente é injetada a partir de todos os elétrodos permitindo diferentes distribuições de corrente, Figura 2-12. O diferencial de corrente elétrica é medido em relação a um elétrodo enterrado obtendo-se 15 distribuições de corrente. Neste método é possível obter 8 distribuições de correntes diferentes. Sendo assim, medem-se  $8 \times 15 = 120$  distintas diferenças de potencial elétrico. Este método, embora apresente bons resultados na reconstrução de imagens, uma vez que otimiza a precisão da medição das diferenças de potencial, tem elevado custo e requer um elevado tempo na reconstrução da imagem (Gladden, 1997; Malmivuo e Plonsey, 1995).

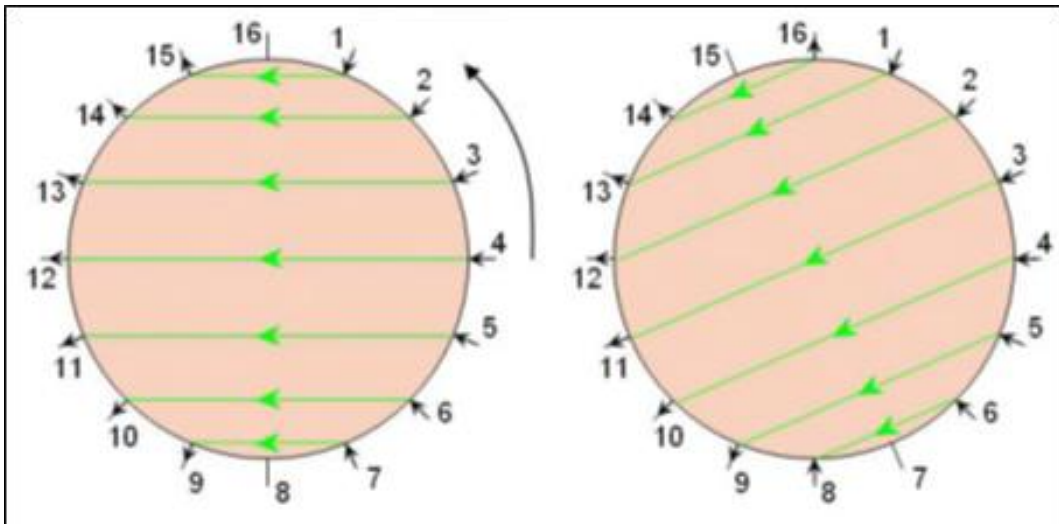


Figura 2-12: Método adaptativo (Malmivuo e Plonsey, 1995).

Para sistemas multifásicos, devido aos bons resultados conseguidos, utiliza-se o protocolo oposto em escoamentos que apresentam maior distribuição das fases ao longo da seção transversal, visto que a densidade de corrente se encontra distribuída em toda seção transversal da conduta. Quando os escoamentos são estratificados ou possuem maior concentração da fase dispersa próximo às paredes da conduta, utiliza-se o protocolo adjacente, visto que a densidade de corrente se encontra mais concentrada junto à parede de conduta.

### Formulação Matemática na EIT

O modelo matemático para um sistema de EIT similar ao descrito anteriormente tem por base as equações de Maxwell para a distribuição do campo elétrico no domínio (Grootveld, 1996; Holder, 2005). A aplicação de um campo elétrico  $E$  e/ou magnético  $H$  a um material, origina o aparecimento de um deslocamento elétrico  $D$  e/ou de um fluxo magnético  $B$ . As variações espaciais e temporais interligam-se por meio da lei de indução de Faraday (Holder, 2004), Equação 2-18 e pela Lei de Coulomb, Equação 2-19:

$$\nabla \times E = -\frac{\partial B}{\partial t} \quad (2-18)$$

$$\nabla \times H = \frac{\partial D}{\partial t} + J \quad (2-19)$$

onde  $J$  é a densidade de corrente elétrica. Assumindo que as condições de excitação para a EIT são quase-estáticas, as Equações 2-18 e 2-19 tornam-se, contudo, independentes do tempo (Grootveld, 1996).

$$\nabla \times E = 0 \quad (2-20)$$

$$\nabla \times H = J \quad (2-21)$$

Num meio condutor a relação entre a densidade da corrente elétrica e o campo elétrico é dado através da Lei de Ohm (Holder, 2004):

$$J = \sigma E. \quad (2-22)$$

onde  $\sigma$  é a condutividade elétrica.

Derivando a Equação 2-21 chega-se a (Grootveld, 1996):

$$\nabla \cdot (\nabla \times H) = \nabla \cdot J = 0. \quad (2-23)$$

Por definição o campo elétrico,  $E$ , é dado por:

$$E = -\nabla V_p \quad (2-24)$$

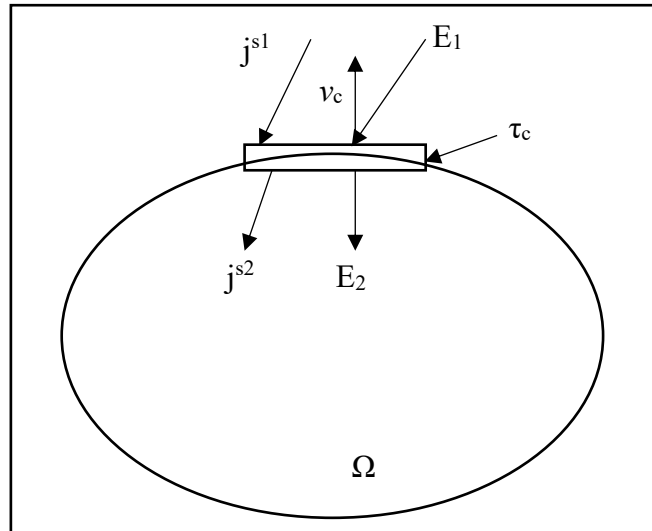
onde  $V_p$  é a distribuição de potencial elétrico

Combinando as Equações 2-22, e 2-24 chega-se a equação fundamental da EIT:

$$\nabla \cdot \sigma \nabla V_p = 0 \quad (2-25)$$

Considere-se então o caso apresentado na Figura 2-13, onde um pequeno elemento de cilíndrico,  $v_c$ , é colocado na superfície de um objeto, de modo que as faces superiores e inferiores do cilindro sejam paralelas ao limite (Vauhkonen, 1997).





**Figura 2-13:** Derivação da condição de Neumann.  $j^{s1}$  e  $j^{s2}$  são as densidades de fonte de corrente no exterior e no interior do objeto, respectivamente.  $E_1$  e  $E_2$  são os campos elétricos correspondentes (Vauhkonen, 1997).

Integrando a equação  $\nabla \cdot \sigma E = -\nabla \cdot J^S$  em função do volume  $\tau_c$  tem-se:

$$\int_{\tau_c}^0 \nabla \cdot \sigma E \, d\tau_c = - \int_{\tau_c}^0 \nabla \cdot J^S \, d\tau_c \quad (2-26)$$

sendo  $J^S$  a densidade da corrente injetada usando o teorema da divergência:

$$\int_S \sigma E \cdot v_c \, dS_c = - \int_S J^S \cdot v_c \, dS_c \quad (2-27)$$

onde  $S_c$  é o limite de  $\tau_c$  e  $v_c$  é o vetor unitário normal a  $S_c$ . Quando o volume  $\tau_c \rightarrow 0$ , as partes superior e inferior do cilindro coincidem. Seja,  $J^S = 0$  dentro do objeto e  $E = 0$  fora do objeto, a relação (Grootveld, 1996):

$$-\sigma E \cdot v_c|_{dentro} = -J^S \cdot v_c|_{fora} \quad (2-28)$$

é válida. Usando a relação  $E = -\nabla \cdot u_e$ , obtém-se a relação de contorno:

$$\sigma \frac{\partial u_e}{\partial v_c} = -J^S \cdot v_c \equiv j_n \quad (2-29)$$

onde  $u_e$  é o potencial elétrico,  $j_n$  é o comprimento normal negativo da densidade da corrente injetada  $J^S$ , que será daqui para frente referida como corrente injetada.

Uma preocupação básica no processo de aquisição de dados da EIT está diretamente relacionada com a representação mais fidedigna possível da realidade, no que se refere aos potenciais elétricos. Para tanto, é necessário que o modelo elétrico dos elétrodos seja o mais preciso possível. Sendo assim, o modelo matemático deve levar em conta a localização, a dimensão e a impedância de contato dos elétrodos com o domínio em análise. Na literatura podem encontrar-se alguns modelos matemáticos que descrevem a corrente elétrica/potencial elétrico nos elétrodos (Grootveld, 1996):

Modelo contínuo – Neste modelo, tecem-se duas considerações: primeiro que não existem elétrodos (por exemplo, que os elétrodos são ideais, não introduzindo qualquer tipo de descontinuidade) e que a corrente injetada  $j_n$  é uma função contínua, sendo (Grootveld, 1996):

$$j(\zeta) = C_{MC} \cos(K_e \zeta) \quad (2-30)$$

onde  $C_{MC}$  é uma constante,  $\zeta = \frac{2\pi l_e}{L_e}$ ,  $l_e = 1, 2, 3, \dots, L_e$  e  $K_e = 1, 2, 3, \dots, \frac{L_e}{2}$ , em que  $L_e$  representa o número de elétrodos. Devido ao fato deste modelo não levar em conta os elétrodos na aquisição de dados experimentais, a resistividade acaba por ser sobrestimada em 25%.

Modelo de fendas – este modelo assume que a corrente injetada  $j_n$  é descrita por:

$$j_n = \begin{cases} \frac{I_l}{|e_l|} & x \in e_l, l_e = 1, 2, \dots, L_e \\ 0 & x \in \frac{\partial \Omega}{U_{l_e=1}^{l_e}} e_l \end{cases} \quad (2-31)$$

onde  $|e_l|$  é a área do elétrodo,  $I_l$  é a corrente que entra no domínio  $\Omega$  através do elétrodo  $l_e$  e  $L_e$  é o número de elétrodos. Apesar deste modelo apresentar melhores resultados que o modelo contínuo ainda sobrestima a resistividade. Tanto no modelo contínuo quanto no de fendas ignoram-se os efeitos de derivação dos elétrodos e as impedâncias de contato, causadas pelo efeito eletroquímico na interface domínio/corpo do elétrodo.

Modelo de derivação – neste modelo leva-se em consideração o efeito de derivação do elétrodo, e por isso considera-se que o potencial elétrico do elétrodo é constante. A condição de contorno é definida como:

$$\int_{e_l}^0 \sigma \frac{\partial u_e}{\partial \nu_c} dS_c = I_l, \quad x \in e_l, l_e = 1, 2, \dots, L_e \quad (2-32)$$

e para o efeito de derivação leva-se em consideração a seguinte condição:

$$u_e = U_l, \quad x \in e_l, l_e = 1, 2, \dots, L_e \quad (2-33)$$

onde  $U_l$  é a medida da diferença de potencial no elétrodo  $l_e$ . Neste modelo, a resistividade é subestimada: porém não leva em consideração a impedância de contato.

Modelo de elétrodo completo – neste modelo é tido em consideração tanto o efeito de derivação dos elérodos, como a impedância de contato entre o elétrodo e o domínio. O modelo de elétrodo completo tem por base a Equação 2-25 e as condições de contorno:

$$u_e + z_l \sigma \frac{\partial u_e}{\partial \nu_c} = U_l, \quad x \in e_l, l_e = 1, 2, \dots, L_e \quad (2-34)$$

$$\nabla \times E = \int_{e_l}^0 \sigma \frac{\partial u_e}{\partial \nu_c} dS_c = I_l, \quad x \in e_l, l_e = 1, 2, \dots, L_e \quad (2-35)$$

$$\sigma \frac{\partial u_e}{\partial \nu_c} = 0, \quad x \in \frac{\partial \Omega}{U_{l_e=1} e_l} \quad (2-36)$$

onde  $z_l$  é a impedância de contato efetiva entre o elétrodo  $l_e$  e o domínio  $\Omega$ . A unicidade dos resultados é garantida pelas duas condições adicionais para a corrente introduzida no domínio e os potenciais elétricos medidos, respetivamente:

$$\sum_{l_e=1}^{L_e} I_l = 0 \quad (2-37)$$

$$\sum_{l_e=1}^{L_e} U_l = 0 \quad (2-38)$$

### 2.2.1.2 Reconstrução das Imagens – Problema Direto e Inverso

Na EIT, a resolução da distribuição da condutividade, problema inverso, requer a existência prévia de soluções diretas para o modelo físico (Grootveld, 1996). A resolução do problema direto, por exemplo, da equação fundamental da EIT, Equação 2-25,

pressupõe que seja conhecida a distribuição da condutividade no interior do domínio (Menin, 2009; Wang *et al.*, 2012). Através do problema inverso, conhecendo-se as condições ao longo da fronteira do domínio, mas desconhecendo-se a distribuição da condutividade no interior do mesmo, obtém-se uma solução para a Equação 2-25. Contudo, o objetivo do problema inverso é obter a distribuição da condutividade dentro do domínio usando as condições fronteira (Menin, 2009). Nos casos, em que a geometria e a distribuição da condutividade no domínio não são facilmente determináveis, o que permitiria obter com sucesso uma solução para as equações, é necessário utilizar métodos numéricos e fazer a discretização do domínio (Grootveld, 1996; Holder, 2004; Menin, 2009).

## 2.3 Modelagem de Escoamentos Multifásicos Líquido/Líquido

Nas seções anteriores foi apresentada uma revisão da literatura focada na análise experimental do escoamento multifásico que permite estabelecer uma base de conhecimento relativo à natureza dos diferentes regimes e mecanismos físicos atuantes no fenômeno, à estrutura da interface, aos mecanismos de acoplamento, às escalas do escoamento e aos conhecimentos de grandezas globais, tais como queda de pressão, velocidades médias e frações volumétricas (Rosa, 2012; Wörner, 2003). Corroborando os estudos experimentais com técnicas de monitoramento, foi apresentada também uma revisão das técnicas de inspeção dos escoamentos multifásicos que permitem obter maiores informações do sistema devido à possibilidade de reconstruir imagens internas de um domínio determinado (Rosa, 2012). A aplicação de métodos computacionais no escoamento multifásico, que serão apresentados nesta seção, tem vindo a adquirir maior importância para a compreensão destes tipos de escoamentos, acima de tudo criando a capacidade de projetar com maior precisão os mesmos, em particular ao que se refere aos sistemas de bombagem e suas otimizações energéticas. Surge, assim, a dinâmica dos fluidos computacionais (*Computational Fluid Dynamic* – CFD) que possibilitou investigar nos cenários onde as técnicas experimentais não conseguem extrair informações (Crowe, 2006; Rosa, 2012). Pode citar-se também como vantagens da

aplicabilidade do CFD a precisão dos resultados e a redução significativa de tempo e custo dos projetos (Versteeg e Malalasekera, 2007).

A seguir será apresentada primeiro a modelagem da turbulência, onde serão abordadas as simulações numéricas diretas (*Direct Numerical Simulations* - DNS), a simulação de grande escala e os modelos RANS (*Reynolds Averaged Navier-Stokes*), em seguida serão apresentados os modelos gerais de escoamento e finalizando serão apresentados os métodos numéricos de resolução.

### 2.3.1 Modelagem da Turbulência

Os escoamentos turbulentos não possuem uma definição precisa, mas podem ser caracterizados por serem irregulares, aleatórios, caóticos, difusivos, tridimensionais e dissipativos. Esses escoamentos apresentam um espectro de diferentes escalas (tamanho de vórtice) onde os maiores vórtices são de origem geométrica e os menores são devido às forças viscosas (tensões) dissipadas como energia interna. Embora tenham pequenas escalas, estas são muito maiores que as escalas moleculares e os escoamentos podem ser tratados como contínuo (Davidson, 2001). Portanto, a descrição do escoamento turbulento está diretamente associada às escalas turbulentas de velocidade e de comprimento.

Os desenvolvimentos teóricos do escoamento turbulento são baseados em equação de Navier-Stokes. A mecânica do fluido contínuo que governa o conjunto de equações compreende o transporte de massa, momento linear e energia. Na sua forma conservativa, a equação de Navier-Stokes pode ser escrita como (Vázquez *et al.*, 2004):

$$\frac{\partial V_C}{\partial t} + \frac{\partial F^{ADV}}{\partial x} = \frac{\partial F^{DIF}}{\partial x} \quad (2-39)$$

onde  $V_C$  representam as variáveis conservativas formada pela densidade, momento linear e energia por unidade de volume,  $F^{ADV}$  o escoamento advectivo,  $F^{DIF}$  o escoamento difusivo e  $x$  e  $t$  as variáveis espaciais e temporais.

Reynolds (1883) desenvolveu um parâmetro para o escoamento da água em condutas, Equação 2-40 (número de Reynolds), que é definido como a razão entre os efeitos dissipativos e difusivos e determina os regimes fundamentais: laminar, transiente e turbulento de um escoamento. Para regimes turbulentos o número de Reynolds tem que ser maior que 2300 (Lopes, 2012).

$$Re = \frac{Ul}{\nu} \quad (2-40)$$

onde  $Re$  é o número de Reynolds,  $U$  é a escala de velocidade,  $l$  é a escala de comprimento e  $\nu$  é a viscosidade cinemática.

Como já mencionado, existe uma ampla gama de escalas turbulentas. As escalas maiores são de origem geométrica, comprimento e velocidade, e extraem a energia cinética do escoamento médio que tem escala de tempo compatível à grandeza escalar em causa (Davidson, 2001). A energia cinética  $k$ , Equação 2-41, das grandes escalas é transferida para escalas ligeiramente menores e nestas a força de atrito (tensão viscosa) aumenta de modo a dissipar a energia cinética em energia interna (Davidson, 2001; Lopes, 2012). A dissipação de energia cinética em calor ocorre na escala de Kolmogorov que é determinada pela viscosidade  $\nu$  e dissipação de energia  $\varepsilon$ .

$$k = \frac{(\overline{u'^2} + \overline{v'^2} + \overline{w'^2})}{2} \quad (2-41)$$

onde  $u'$ ,  $v'$  e  $w'$  são as flutuações da velocidade nas três coordenadas.

Em termos simples, a turbulência pode ser caracterizada por dois parâmetros: a energia cinética  $k$  e a escala de comprimento  $l$ . Considerando um sistema que apresenta equilíbrio entre a taxa de produção e a taxa de dissipação da turbulência, a energia cinética e a escala de comprimento podem ser relacionadas por (Prosperetti e Tryggvason, 2007):

$$\varepsilon \approx \frac{k^{\frac{3}{2}}}{l} \quad (2-42)$$

Uma grandeza usada para definir o quão turbulento está um sistema é a intensidade de turbulência,  $I_T$ , dada por:

$$I_T = \frac{\sqrt{\frac{1}{3}(\overline{u'^2} + \overline{v'^2} + \overline{w'^2})}}{U} \quad (2-43)$$

Para um escoamento de fraca turbulência  $I_T \ll 1$ , sendo um de forte turbulência caracterizado por  $I_T$  próximo da unidade (Lopes, 2012).

Segundo (Michaelides, 2006), uma descrição completa do fluxo turbulento, onde as variáveis temporais e espaciais são explicitamente determinadas, só pode ser obtida por uma solução numérica das equações de Navier-Stokes. As soluções para o escoamento turbulento são obtidas através de modelos *Reynolds Averaged Navier-Stokes* (RANS) de simulações numéricas diretas (*Direct Numerical Simulations* - DNS) ou da simulação de grande escala (*Large Eddy Simulations* – LES).

### 2.3.1.1 Simulação Numérica Direta (DNS)

A simulação numérica direta (DNS) é um método que faz a resolução completa das equações de Navier-Stokes. Na DNS, reproduzem-se todas as escalas de turbulência sem recorrer a equações empíricas ou a simplificações (Mollik *et al.*, 2017; Tsukahara *et al.*, 2011). A principal vantagem apresentada por este método deve-se à possibilidade de ser aplicado a qualquer escoamento, uma vez que não depende de nenhuma informação empírica, e de reproduzir todas as escalas da turbulência até o nível do tamanho da malha (Duret *et al.*, 2013). Entretanto, a elevada resolução exige grandes esforços computacionais, sendo esta, portanto, uma grande desvantagem. Assim, a DNS fica restringida às aplicações de problemas que apresentam geometrias e condições de fronteiras muito simples, além de baixo número de Reynolds (Michaelides, 2006).

### 2.3.1.2 Modelos *Reynolds-Averaged Navier-Stokes* (RANS)

Por meio da *Reynolds Averaged Navier-Stokes* (RANS) todas as funções dependentes do tempo são expressas como a soma de uma média temporal e de um componente flutuante (Jayaraju *et al.*, 2016; Jin e Herwig, 2015; Michaelides, 2006; Pond *et al.*, 2017). De acordo com esta decomposição, a expressão para velocidade, por exemplo, torna-se:

$$u(t) = \bar{u} + u'(t) \quad (2-44)$$

onde  $u$  é a velocidade e  $t$  é o tempo.

Aplicando a decomposição de Reynolds para as equações do momento e da continuidade de um campo de escoamento incompressível e executando o procedimento

da média de tempo nas duas equações de conservação produz-se o seguinte conjunto de equações (Michaelides, 2006):

$$\frac{\partial u_i}{\partial x_i} = 0 \quad (2-45)$$

$$\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial t} + \bar{u}_j \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} = -\frac{\partial \bar{P}}{\rho_f \partial x_i} + u_f \frac{\partial^2 \bar{u}_i}{\partial x_j \partial x_j} - \frac{\partial (\bar{u}'_i \bar{u}'_j)}{\partial x_j} \quad (2-46)$$

onde  $x$  é a posição,  $P$  a pressão,  $\rho_f$  a densidade do fluido,  $u_f$  a velocidade do fluido e  $\bar{u}'_i \bar{u}'_j$  o tensor de Reynolds.

O termo tensor de Reynolds,  $\bar{u}'_i \bar{u}'_j$ , direciona a modelagem dos escoamentos turbulentos para a modelagem do tensor de Reynolds (Michaelides, 2006). A primeira abordagem para esta modelagem (RANS) é escrever uma equação de fechamento usando o conceito de viscosidade turbulenta,  $\mu_t$ :

$$\frac{\partial (\bar{u}'_i \bar{u}'_j)}{\partial x_j} = -\frac{\mu_t}{\rho_f} \frac{\partial^2 \bar{u}_i}{\partial x_j \partial x_j} \quad (2-47)$$

Estudos experimentais demonstraram que  $\mu_t$  não é constante. Sendo assim, o seu fechamento é feito através de modelos. Diversos modelos de fechamento foram propostos, a seguir são apresentados os mais conhecidos.

Modelo Algébrico – Neste modelo a viscosidade turbulenta é calculada utilizando uma equação algébrica. Sendo assim, pode-se calcular o tensor tensão de Reynolds usando uma suposição que o relaciona com os gradientes de velocidades e viscosidades turbulentas. Por ser um modelo muito grosseiro, é muito pouco utilizado (Davidson, 2001).

Modelos de uma equação – Nestes modelos, resolve-se uma equação de transporte para uma quantidade turbulenta, geralmente a energia cinética turbulenta. E, através de uma equação algébrica, obtém-se uma segunda quantidade turbulenta, geralmente uma escala de comprimento turbulento. Calcula-se a viscosidade turbulenta a partir da suposição de Boussinesq (Davidson, 2001).

$$\mu_t = \rho_f k^{1/2} l \quad (2-48)$$



onde,  $\rho_f$  é a densidade do fluido,  $k$  é a energia cinética turbulenta e  $l_m$  é o comprimento característico da mistura.

Modelo de duas equações – Neste modelo, derivam-se duas equações de transporte que descrevem o transporte de dois escalares, por exemplo, a energia cinética turbulenta  $k$  e a dissipação turbulenta  $\varepsilon$ . Neste caso, calcula-se o tensor de tensão de Reynolds usando uma suposição que relaciona o tensor de tensão de Reynolds com os gradientes de velocidade e uma viscosidade de Foucault, obtida a partir dos dois escalares transportados (Davidson, 2001). O modelo k- $\varepsilon$  (Equação 2-49) é considerado o modelo mais comum usado na engenharia (Gavrilov e Rudyak, 2016; Gnambode *et al.*, 2015; Jayaraju *et al.*, 2016).

$$\mu_t = c_1 \rho_f \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (2-49)$$

onde  $c_1$  é uma constante obtida experimentalmente,  $\rho_f$  é a densidade do fluido,  $\varepsilon$  é a taxa de dissipação turbulenta.

O modelo k- $\omega$  (Equação 2-50) é também um modelo de duas equações que determina as escalas de tempo e comprimento através da energia cinética turbulenta  $k$  e da taxa de dissipação específica  $\omega$ . Neste caso, a equação da viscosidade turbulenta fica:

$$\mu_t = \rho_f \frac{k}{\omega} \quad (2-50)$$

onde  $\omega$  é a taxa de dissipação específica.

Sendo assim, a decomposição das variáveis instantâneas em um valor médio e outro flutuante pode ser justificada a partir de dois pontos fundamentais: o primeiro reside na exigência de uma malha muito fina para determinar todas as escalas turbulentas ao resolver numericamente a equação de Navier-Stokes, além da alta resolução temporal, uma vez que o fluxo turbulento é sempre instável; e o outro consiste no maior interesse em valores médios ao invés do histórico temporal ao medir a quantidade de fluxo (Davidson, 2001).

### 2.3.1.3 Large Eddy Simulations (LES)

O método *Large Eddy Simulations* (LES) ou seu equivalente *Large Scale Structures* (LSS) é uma combinação entre o método DNS e o método RANS (Gnamboe *et al.*, 2015; Michaelides, 2006; Xu *et al.*, 2017). Este método é uma alternativa ao método DNS por reduzir o esforço computacional (Chin *et al.*, 2015). O LES usa as equações completas de Navier-Stokes para calcular o campo de escoamento. Entretanto, a resolução de toda a escala de comprimento a partir dos grandes turbilhões até a ordem da escala de Kolmogorov requer elevado esforço computacional e, em muitos casos práticos, tal resolução é desnecessária. Como as importantes escalas turbulentas são as escalas energéticas (Michaelides, 2006), este método busca obter informações detalhadas sobre as grandes escalas (turbilhões), e para o cálculo das escalas menores, usa-se um modelo de sub-malha (Michaelides, 2006).

Os grandes turbilhões, assim como o comprimento de corte,  $l_{c-o}$ , são calculados diretamente resolvendo as equações governantes. Entretanto, as propriedades das médias temporais e os efeitos dos pequenos turbilhões são determinados pela solução de equações de fechamento que empregam o modelo de sub-rede. Neste último caso, aplica-se um filtro não linear que calcula a média de todas as flutuações com comprimentos maiores que  $l_{c-o}$ . A técnica de filtragem utilizada no método LES produz o seguinte tensor tensão (Lakehal, 2018):

$$\tau_{ij} = \bar{u}_i \bar{u}_j - \overline{u_i u_j} \quad (2-51)$$

A equação de fechamento mais comum utilizada para o modelo de sub-rede é dada a seguir:

$$\tau_{ij} = \bar{u}_i \bar{u}_j - \overline{u_i u_j} = \frac{\mu_T}{\rho_f} \left( \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{u}_j}{\partial x_i} \right) + \frac{\tau_{ii} \delta_{ij}}{3} \quad (2-52)$$

onde  $\delta_{ij}$  é símbolo de Kronecker ( $\delta_{ij} = 1$  se  $i = j$  caso contrário  $\delta_{ij} = 0$ ) (Ferziger e Perić, 2002).

Embora as resoluções obtidas através das equações de DNS e LES possam produzir resultados mais precisos de escoamentos turbulentos, as equações de RANS ainda são preferidas na simulação de escoamentos turbulentos devido ao enorme custo

computacional requerido pela DNS e LES (Masoudian *et al.*, 2016; Zhou, 2017). Entretanto, em casos onde utilizar o método LES requer um esforço computacional tão elevado quanto o modelo DNS, e RANS não apresentaria resultados satisfatórios, foram desenvolvidos modelos híbridos que diminuem o esforço computacional (Keskinen *et al.*, 2017; Ohta e Miyashita, 2014; Zhou e Liu, 2018). Na seção 2.3.2, serão abordados os métodos que se baseiam na resolução da equação média de Navier-Stokes e na seção 2.3.3, serão apresentados os modelos que envolvem a resolução direta da equação de Navier-Stokes. No primeiro caso, os modelos exigem informações a respeito do regime de escoamento. Para um regime de escoamento disperso, por exemplo, são exigidas informações sobre a forma e o tamanho de bolhas ou gotas (Wörner, 2003). Entretanto, para o segundo grupo de modelos a preocupação é descrever detalhadamente a evolução e a deformação topológica da interface que separa os fluidos. Devido à influência que a tensão interfacial exerce na interface, estes modelos necessitam sempre de informações sobre a mesma (Wörner, 2003). Sendo assim, a decisão sobre a metodologia a ser implementada dependerá das necessidades do sistema em questão e de informações disponíveis, visto que, no segundo caso, a solução requer um esforço computacional acrescido (Rodriguez, 2011).

### 2.3.2 Modelos de Escoamento – Métodos Baseados na Equação Média de Navier-Stokes

Quando o objetivo é uma descrição simplificada do sistema, a utilização da equação de Navier-Stokes média é recomendada. Esta abordagem pode ser aplicada a fases líquidas, gasosas ou sólidas. A equação média pode ser volumétrica, temporal ou da mistura, sendo que a média volumétrica costuma ser mais utilizada (Wörner, 2003). No que se refere aos modelos que compõe este conjunto, podemos citar, por ordem de complexidade, os modelos homogêneos e os modelos que utilizam as abordagens Euleriana-Lagrangiana e Euleriana-Euleriana (Rodriguez, 2011).

#### 2.3.2.1 Métodos Homogêneos

O modelo homogêneo é o mais simples dos modelos que utilizam médias da equação de Navier-Stokes. Nestes casos, considera-se que todos os fluidos escoam com a mesma velocidade (Ishii, 2006; Rodriguez, 2011; Wörner, 2003). As médias são por

isto determinadas a partir de equações para a mistura. O desenvolvimento deste modelo foi, inicialmente, direcionado para escoamentos de materiais finamente dispersos, onde o tamanho da partícula é muito menor que o volume médio e o comprimento da malha. Entretanto, com a constante evolução computacional, vem sendo aplicado a outros tipos de escoamentos onde as dimensões da fase dispersa assumem dimensões superiores (Wörner, 2003). Sendo assim, para escoamentos dispersos, o modelo homogêneo é recomendado para sistemas que apresentam misturas ou partículas de pequenas dimensões, com diâmetros menores que 0.1 mm, desde que não haja deposição da fase dispersa na base da conduta (Silva *et al.*, 2016). Ainda sobre o escoamento disperso, a menos que a força de arraste seja muito grande, a partir de um determinado gradiente de pressão ocorrerá o aceleração de uma fase, principalmente quando a fase contínua for gasosa, em relação à outra violando o princípio do modelo homogêneo (Wörner, 2003). Contudo, alguns estudos recentes mostraram ser possível aplicar o modelo homogêneo a estas situações, ajustando a equação do “*slip velocity*” e também o coeficiente de arrasto, *drag coefficient*, (Silva *et al.*, 2016), permitindo a aplicação de modelos às situações em que existe um gradiente de concentração na seção reta da conduta. Quando se trata de escoamentos estratificados, os quais possuem forte influência da gravidade, consideram-se as frações volumétricas das fases igual a zero ou a um em todos os pontos do domínio, exceto na interface. A interface precisa ser bem resolvida pela malha, cruzando a malha nalgumas células. A velocidade é considerada constante para ambas as fases e geralmente a tensão interfacial não é considerada (Wörner, 2003). A abordagem utilizada nestes métodos permite desenvolver modelos unidimensionais capazes de obter a maioria das características globais do fenômeno (Rosa, 2012).

### 2.3.2.2 Abordagem Euler-Lagrange

Neste método, a fase contínua é tratada de maneira Euleriana, onde as variáveis do escoamento são uma função do espaço e do tempo e descritas com base na equação de Navier-Stokes (Schillings *et al.*, 2017). A nível das fases dispersas a abordagem é Lagrangiana e consideram-se as partículas individuais, onde a posição e a velocidade de cada partícula são unicamente função do tempo (Almohammed *et al.*, 2014; Olsen e Skjetne, 2016; Wörner, 2003). Na abordagem Euler-Lagrange, portanto, uma equação de conservação de massa e momento é resolvida para a fase contínua. Para a fase dispersa, a posição e a velocidade de cada partícula são obtidas pela segunda lei de Newton (Ireland

e Desjardins, 2017; Wörner, 2003). A precisão da predição numérica depende fortemente do grau de interação partículas-partículas (colisões e acoplamento hidrodinâmico) e das interações partículas-turbulência (acoplamento de uma ou duas vias). Se as frações em massa da fase dispersa são muito pequenas, então a influência da partícula no escoamento pode ser negligenciada: acoplamento unidirecional (Ireland e Desjardins, 2017; Kommission *et al.*, 2008). A vantagem de utilizar a abordagem Euler-Lagrange é a possibilidade de ter um histórico detalhado da trajetória das partículas, entretanto o esforço computacional é a principal desvantagem (Olsen e Skjetne, 2016; Zhou, 2015, 2016).

### 2.3.2.3 Abordagem Euler-Euler

Na abordagem Euler-Euler, cada fase é tratada separadamente. Considera-se que ambas as fases podem estar presentes no mesmo local ao mesmo tempo. Contudo, como os volumes de duas frações não podem ocupar a mesma posição ao mesmo tempo, surge o conceito de fração volumétrica das fases (Almohammed *et al.*, 2014; Parekh e Rzehak, 2018; Trunk *et al.*, 2016). Neste caso, as frações volumétricas são consideradas como funções contínuas no espaço e no tempo, sendo o seu somatório igual a 1. O modelo é expresso em termos de dois conjuntos de equações de conservação para cada fase, que regem o equilíbrio de massa, quantidade de momento e energia para cada fase (Liu e Li, 2018; Ma *et al.*, 2015; Parekh e Rzehak, 2018; Porombka e Höhne, 2015). Nesta abordagem, as equações que descrevem o sistema podem ser contruídas através da média temporal, dos volumes ou de ambos em simultâneo (Ishii, 2006; Kommission *et al.*, 2008; Wörner, 2003). Portanto, a abordagem Euler-Euler pode ser útil para análises de fenômenos de transição, propagação de ondas e mudança de regime de escoamento (Kartushinsky *et al.*, 2016; Lee e Lim, 2017). Uma das vantagens de utilizar o modelo Euler-Euler deve-se ao fato de que o algoritmo desenvolvido para a fase transportadora pode ser facilmente modificado para a fase particulada. O menor tempo de computação também é outra vantagem apresentada neste modelo (Zhou, 2015). Entretanto, a menor quantidade de informações obtida e a incapacidade de lidar com o cruzamento de trajetórias das partículas podem ser consideradas importantes desvantagens apresentadas no modelo Euler-Euler (Zhou, 2015).

De um modo geral, as abordagens Euler-Lagrange e Euler-Euler são bastante difundidas na modelagem de escoamentos multifásicos. Como já mencionado, ambos os

modelos consideram a fase contínua como um contínuo, sendo a diferença entre os modelos o tratamento dado à fase dispersa (Almohammed *et al.*, 2014). A abordagem Euler-Euler apresenta maior complexidade por ser necessário modelar o transporte cinético e as colisões das partículas, devido ao tratamento dado à fase dispersa, onde a considera também como um contínuo independente. Tais dificuldades não existem na abordagem Euler-Lagrange, pois a mesma considera a fase dispersa separadamente e, assim, não são necessárias equações de fechamento para o tratamento das partículas (Almohammed *et al.*, 2014). Entretanto, quando se trata de escoamentos com altas concentrações de partículas, a abordagem Euler-Lagrange necessita de modelos que façam uma descrição precisa das colisões partículas-partículas e partículas-parede, os quais necessitam de elevado desempenho computacional, caso contrário, os resultados obtidos serão irrealistas (Almohammed *et al.*, 2014).

### 2.3.3 Modelos de Escoamento – Métodos Baseados na Solução Direta das Equações de Navier-Stokes

A simulação de escoamentos multifásicos feita através de DNS e com o auxílio de plataformas de CFD tem sido feita, desde os primeiros estudos, utilizando métodos em que as equações governantes são resolvidas em células. A DNS, para este estudo, refere-se a cálculos de escoamentos complexos, onde todas as escalas espaciais e temporais são completamente resolvidas (Porombka e Höhne, 2015; Rodriguez, 2011; Tornberg e Engquist, 2000). As equações de conservação de massa, momento e energia mantêm-se para qualquer fluido, mesmo quando a densidade e a viscosidade mudam abruptamente. Sendo assim, o principal desafio nesta abordagem é definir com precisão o limite das fases e calcular termos que estão concentrados na interface como, por exemplo, a tensão superficial (Prosperetti e Tryggvason, 2007). No início dos anos 1960 pesquisadores do *Los Alamos National Laboratory* fizeram a primeira simulação bem-sucedida em superfícies livres e interfaces fluidas através do método *mark-and-cell* (MAC), onde empregaram uma abordagem baseada na utilização de partículas marcadoras distribuídas uniformemente nos fluidos para os identificar. A partir das partículas marcadoras, pode-se reconstruir as propriedades dos materiais e, caso fosse necessário, podia-se utilizar separadamente partículas marcadoras na interface entre os fluidos, os quais facilitavam o cálculo da tensão superficial. O método MAC caiu em desuso, porém serviu de base para o desenvolvimento de métodos mais eficientes (Prosperetti e Tryggvason, 2007).

O método MAC, apesar de obter bons resultados na caracterização dos fluidos com as partículas marcadoras, apresentava grandes dificuldades na determinação de superfícies fluidas. A forma encontrada de superar tal dificuldade foi substituir os marcadores por uma função marcadora (Prosperetti e Tryggvason, 2007). Os métodos mais atuais caracterizam-se por um único conjunto de equações de conservação ser resolvido para todo o domínio e a identificação dos diferentes fluidos ser feita utilizando uma função marcadora que se desloca com a mesma velocidade do escoamento (Bilger *et al.*, 2017; Rodriguez, 2011). À medida que os fluidos se movem, a interface entre eles muda de posição e a função marcadora deve ser atualizada. O sucesso da simulação depende da precisão na atualização da função marcadora, que apresenta muitas dificuldades quando é feita por advecção direta (Tryggvason *et al.*, 2011). Para superar as dificuldades, em vez de fazer a advecção direta da função marcadora, utilizam-se pontos marcadores para rastrear a interface e a partir da localização da interface reconstruir a função marcadora (Tryggvason *et al.*, 2011).

No que se refere à identificação dos diferentes fluidos, faz-se através de uma função degrau  $H_e$  (Heaviside), que é igual à unidade na região onde existe um determinado fluido e igual a zero fora dela. Para além disto, a interface é identificada através do valor não nulo do gradiente da função degrau que ocorre nesta região. Para tanto, a identificação do gradiente faz-se expressando a função  $H_e$  em função da integral de funções delta de Dirac  $\delta$  multidimensionais. Considerando um campo bidimensional  $(x,y)$  a função  $H_e$  deve ser integrada para a área  $A$ , limitada pelo contorno interfacial  $S$  (Rodriguez, 2011),

$$H_e(x, y) = \int_A \delta(x - x') \delta(y - y') dA' \quad (2-53)$$

Através do teorema de divergência determina-se o gradiente  $H_e$  e transforma a integral relativo à área numa integral de superfície para todo o contorno:

$$\nabla H_e(x, y) = - \int_S \delta(x - x') \delta(y - y') n' dS' \quad (2-54)$$

onde  $n'$  é um vetor unitário normal à interface. Sendo assim, introduzindo coordenadas locais, tangente ( $s$ ) e normais ( $n$ ) à interface,  $\nabla H_e$  pode ser reescrito como:

$$\nabla H_e(x, y) = - \int_S \delta(s') \delta(n') n' dS' = -\delta(n)n \quad (2-55)$$

Em relação às propriedades dos fluidos, considerando, por exemplo, a massa específica, supondo-a constante em cada uma das fases. Neste caso, a massa específica de cada ponto do domínio pode ser representada pelas massas específicas de cada fase e pela função Heaviside (relacionada com a concentração da fase):

$$\rho(x, y) = \rho_1 H_e(x, y) + \rho_2 [1 - H_e(x, y)] \quad (2-56)$$

sendo  $\rho_1$  a massa específica do fluido 1 a que corresponde  $H_e = 1$  e  $\rho_2$  do fluido 2 a que corresponde  $H_e = 0$ .

O gradiente de massa específica é dado por:

$$\nabla \rho(x, y) = (\rho_1 - \rho_2) \nabla H_e(x, y) = (\rho_1 - \rho_2) \delta(n)n \quad (2-57)$$

Por fim, equações análogas podem ser derivadas para as outras propriedades do sistema (Rodriguez, 2011).

O *volume of fluid method* (VOF) é o método mais antigo para reconstruir a função marcadora e continua sendo amplamente utilizado. Outros métodos bastante utilizados para definir a função marcadora são o método *level set* e o método *phase field*, os quais serão descritos em mais detalhes mais a seguir.

### 2.3.3.1 Método do Volume de Fluido (VOF)

No método do volume de fluido (VOF), utiliza-se uma fração de volume para diferenciar as fases que ocupam a célula da malha (Bilger *et al.*, 2017). O princípio básico do método VOF é definir uma quantidade escalar,  $f$ , que represente a fração de volume ocupada por uma das fases. Sendo assim, para  $f=1$  a célula da malha é inteiramente ocupada por uma determinada fase e para  $f=0$  a célula é ocupada pela outra fase. A interface encontra-se localizada nas células onde  $f$  está entre 1 e 0 (Arunkumar *et al.*, 2016; Bilger *et al.*, 2017; Rodriguez, 2011; Wörner, 2003). A precisão da determinação da interface na célula é muito importante, pois afeta diretamente os cálculos do termo de tensão interfacial, da determinação dos campos de velocidade e a definição da fração



volumétrica (Pozzetti e Peters, 2018; Rodriguez, 2011). No método VOF, alterações topológicas são intrínsecas aos algoritmos, sendo assim, as junções e quebras de interfaces são obtidas sem nenhum tratamento e pode ser utilizado sem grandes dificuldades em domínios bidimensionais e tridimensionais.

### 2.3.3.2 Método *Level-set*

O método *level-set* baseia-se numa formulação que pode ser discretizada utilizando a abordagem dos elementos finitos ou diferenças finitas. Neste método, define-se a interface como correspondendo ao nível zero de uma função escalar suave, função *level-set*. Esta função caracteriza-se por ser uma função de distância que pode ser facilmente advectada pela interface (Bilger *et al.*, 2017; Che *et al.*, 2017; Olsson *et al.*, 2007; Yap *et al.*, 2017). Com isso, têm-se uma representação da interface mais real, pois sua curvatura pode ser calculada com alta precisão (Bilger *et al.*, 2017; Wörner, 2003). A aplicação deste método pode ser feita para simular a evolução de escoamento de fluidos incompressíveis ou compressíveis separados por uma interface, onde se define a densidade e a viscosidade em termos da função *level-set* (Bilger *et al.*, 2017; Olsson e Kreiss, 2005; Vese e Chan, 2002). Uma desvantagem apresentada pelo método *level-set* é que ele não é conservativo. Com isto, em escoamentos bifásicos de fluidos incompressíveis podem ocorrer perdas ou ganhos na predição da massa e do volume, sendo fisicamente incorreto. Então, para resolver este problema, combinações com outros métodos podem ser feitas, como por exemplo o VOF. Entretanto, tal implica em modificações bastante complexas no método *level-set* padrão (Amiri e Hamouda, 2013; Olsson *et al.*, 2007).

### 2.3.3.3 Método *Phase Field*

No método *phase field* a interface é considerada com espessura finita e descrita por leis de conservação termodinamicamente consistentes (Alam, 2017; Zhao *et al.*, 2016). A identificação dos diferentes fluidos é feita por meio de uma função de cor  $C$  que é atualizada utilizando um termo de difusão não linear adicionada na função de advecção (Zhao *et al.*, 2016, 2018). A implementação do termo difusivo molda a interface: quando a interface está ficando muito fina o termo difusivo atua difundindo-a, mas uma parte anti difusivo impede que a interface fique demasiada espessa. A equação de Navier-Stokes é

modificada adicionando um termo que resulta em tensão superficial na zona da interface (Tegze *et al.*, 2005; Zhao *et al.*, 2018). A abordagem do método *phase field* apresenta bons resultados quando utilizada em sistemas de fluidos bifásicos, sendo compatível com os métodos *level-set* e VOF. Entretanto, o método *phase field* é mais indicado para estudar fenômenos de pequenas escalas como, por exemplo, movimentos de linhas em torno onde existem variações bruscas (Tryggvason *et al.*, 2011).

### 2.3.4 Métodos Numéricos para Resolução dos Modelos de Escoamento

A resolução das equações de conservação de cada modelo pode ser feita empregando diferentes métodos numéricos. A seguir são apresentados os métodos mais utilizados.

#### 2.3.4.1 Método das Diferença Finitas (FDM)

O método das diferenças finitas (FDM – *Finite Difference Method*) é um método que resolve equações diferenciais com base na aproximação de derivadas por diferenças finitas. Na implementação deste método, discretizam-se todas as derivadas das equações governantes e escrevem-se as condições de contorno em termos de funções discretizadas. Assim, uma equação de controle diferencial é convertida em um sistema de equações algébricas lineares, onde as incógnitas são os valores da função  $f(x)$  nos nós da malha computacional ( $f_1, f_2 \dots f_{i-1}, f_i, f_{i+1}, \dots$ ). Este sistema de equações é posteriormente resolvido por um algoritmo numérico adequado (Michaelides, 2006; Sváček, 2017).

Neste método numérico, as malhas contornam as partículas imersas que são transportadas no escoamento. Na superfície das partículas define-se a condição de contorno antiderrapante, sendo possível determinar o tamanho e as deformações nas superfícies das gotas e bolhas (Michaelides, 2006). Para um número considerável de partículas que interagem torna-se necessário um refino muito alto da malha e para partículas complexas ou deformáveis são necessárias técnicas de transformação e reconfiguração das malhas, o que torna este método difícil de aplicar. Contudo, para um sistema simples, o qual possui um pequeno grupo de partículas dispersas e separadas por uma distância igual a um raio pelo menos, o método das diferenças finitas é o mais direto e conveniente (Michaelides, 2006).

#### 2.3.4.2 Método dos Elementos Finitos (FEM)

O método dos elementos finitos caracteriza-se por fazer a substituição de um número infinito de variáveis desconhecidas por um número limitado de elementos de comportamento bem definidos. Entende-se por elemento, neste caso, as diferentes formas geométricas, por exemplo, triangular e poligonal, em que o domínio é discretizado (Zienkiewicz *et al.*, 2010). Cada elemento é conectado a outro por pontos (nós ou ponto nodais) e o seu conjunto forma a malha. A solução das equações matemáticas que regem o problema é feita de forma aproximada, devido às subdivisões geométricas, e a precisão do método fica dependente da quantidade de nós e elementos, além do tamanho e tipo dos elementos que formam a malha. A aplicação do FEM em escoamentos incompressíveis deve superar várias instabilidades (Sváček, 2017), sendo possível destacar as instabilidades causadas pelos pares de pressão e velocidade dos elementos finitos ou os baixos valores da pressão em determinadas regiões. Entretanto, estudos baseados na implementação de métodos de elementos finitos suavizados, que dissociam a velocidade e a pressão, têm sido desenvolvidos apresentando melhorias nos resultados (He, 2018). Outra linha de estudo está voltada para a aplicação de métodos de elementos finitos recuperadores que são construídos, via operadores de recuperação, sobre os espaços de aproximação descontínuos elementares e que apresentam boas características de aproximação do método à geometria (Georgoulis e Pryer, 2018).

#### 2.3.4.3 Método de Lattice-Boltzmann (LBM)

O método de Lattice-Boltzmann (LBM) utiliza uma malha discreta para as variações espaciais e de tempo, com nós separados para o fluido e para os objetos imersos. O escoamento é dividido com base numa malha discreta, que abrange todo o domínio computacional. As interações entre o fluido e o objeto imerso são definidas nos limites dos nós, ou nos pontos de ligação, na proximidade dos nós (Coelho e Doria, 2018; Matin *et al.*, 2017). Neste método, consideram-se que as partículas estão presentes no domínio computacional e interagem de acordo com regras que simulam o comportamento de um fluido real, que é regido pelas equações de Navier-Stokes. Sendo assim, as equações de Navier-Stokes não são resolvidas diretamente nem qualquer das equações que governam o escoamento (Lee *et al.*, 2018; Michaelides, 2006; Morrison e Leder, 2018).

## 2.4 CFD Aplicado à Simulação de Escoamentos Multifásicos

Nas plataformas de CFD, as equações têm origem na mecânica dos fluidos e sua resolução é feita através de métodos numéricos. Os escoamentos multifásicos apresentam fronteiras internas ou interfaces que demarcam regiões com diferentes propriedades físico-químicas. Contudo, a escolha de um método para a resolução das equações deve atender às características de cada sistema (Michaelides, 2006; Versteeg e Malalasekera, 2007). *Softwares* comerciais para este efeito foram construídos utilizando variações e combinações de alguns desses métodos. Dentre estes, existem códigos que tratam escoamentos turbulentos de duas fases, tais como os códigos Fluent/FIDAP desenvolvido pela Fluent Inc.; os códigos CFX desenvolvidos pela AEA Technologies; CFD-ACE desenvolvido pela CFD Research; CFD-2000 desenvolvido pela Adaptive Research e COMSOL Multiphysics desenvolvido por Femlab (Michaelides, 2006).

Devido às vantagens apresentadas, que possibilitaram melhorias significativas nos estudos voltados para o escoamento de fluidos, e aos avanços na velocidade e na precisão computacional, o CFD tornou-se uma ferramenta muito utilizada no meio científico. Sendo assim, existem na literatura um número considerável de trabalhos voltados para análises de escoamento multifásicos com base em CFD.

Rodriguez e Baldani (2012) estudaram o escoamento estratificado ondulado óleo/água em condutas horizontais e inclinadas. Os autores compararam os gradientes de pressão determinados experimentalmente com os obtidos através de simulações e compararam também com os presentes na literatura. A seção de teste era composta por uma conduta de vidro de 12 m de comprimento e 26.2 mm de diâmetro interno ( $L/D=458$ ). O óleo utilizado possuía densidade de  $828 \text{ Kg.m}^{-3}$  e viscosidade de 0.28 Pa.s. Para a simulação os autores utilizaram o programa ANSYS CFX. Foi feita uma simulação numérica com o código CFD e outra utilizando o modelo de dois fluidos com abordagem Euleriana. Os erros médios dos valores de queda de pressão preditas pelos modelos utilizados pelos autores foram de 46% para a simulação feita através do CFD e 5% para a simulação feita pelo modelo de dois fluidos.

Burlutskiy e Turangan (2015) estudaram a interação entre as gotículas de óleo (fase dispersa) e a água (fase contínua), num escoamento disperso numa conduta vertical (diâmetro interno 0.033 m e comprimento 3.2 m). Os fluidos utilizados foram água (densidade  $998 \text{ kg.m}^{-3}$  e viscosidade 0.993 mPa.s) e óleo Exxsol D140 (densidade  $828 \text{ kg.m}^{-3}$  e viscosidade 0.55 mPa.s). Os resultados experimentais foram extraídos da

literatura. Para as simulações, foi utilizada a abordagem Euleriana-Lagrangiana. O modelo foi baseado na inclusão da força de elevação de cisalhamento, além das forças de arrasto, flutuabilidade e força gravitacional na equação do equilíbrio de forças. Estas equações foram incorporadas no código CFD ANSYS. Foram utilizados o modelo de turbulência  $k-\epsilon$  e a função de parede padrão, sendo implementado um procedimento de acoplamento de duas vias para verificar o impacto da fase discreta (gotículas de óleo) na fase fluida contínua (água). A partir dos resultados experimentais e simulados, os autores concluíram que para as velocidades mais altas a simulação numérica apresentou melhores previsões para a queda de pressão. Segundo ainda os autores, para baixas velocidades de mistura as gotas de óleos apresentam maior tamanho como seria de se esperar. Entretanto, assume-se na abordagem Euleriana-Lagrangiana que a célula computacional deve ter tamanho maior que o da gota de óleo, o que implica limitações para as velocidades de escoamento mais baixas.

Hua *et al.* (2015) realizaram trabalhos experimentais e simulados com o objetivo de estabelecer um modelo CFD Euleriano-Euleriano para prever a hidrodinâmica das partículas de formas irregulares em leitos fluidizados sólido/gás. Os autores propuseram um modelo efetivo de arrasto de sólido e gás, que incluem a influência da forma das partículas, definida pela esfericidade, na captura da característica básica de transferência momentânea entre fases para um sistema de partículas irregulares. Foi observado que o modelo de arrasto proposto no trabalho, incluindo o método de estimativa da esfericidade das partículas, permite a simulação Euleriana-Euleriana em leitos fluidizados sólido/gás com partículas irregulares.

Li *et al.* (2017) aplicaram o método *level-set* para prever a interface de um escoamento de três fluidos com duas interfaces. Os autores empregaram uma formulação combinada com um conjunto de equações de conservação para todo o domínio físico. A solução numérica foi realizada com uma malha fixa aplicando o método do volume finito e o efeito da tensão superficial foi incorporado usando um modelo de força de superfície contínua. O modelo foi aplicado a um escoamento estratificado de três fluidos, e ao escoamento estratificado de dois fluidos sendo o terceiro fluido transportado em forma de gotas. Também foi aplicado ao estudo acoplamento de duas gotas em um terceiro fluido estacionário, aumentando sucessivamente a concentração das gotas. Segundo os autores, o modelo *level-set* pode prever satisfatoriamente o escoamento de três fluidos.

Banowski *et al.* (2017) estudaram o efeito da fase dispersa sobre as características da turbulência. Os autores utilizaram a abordagem Euleriana-Euleriana na plataforma de

CFD e uma correlação empírica calculando o tamanho da gota média na dispersão resultante da interação das fases. Os modelos de turbulência utilizados foram o  $k-\omega$  e o  $k-\epsilon$ . Os resultados das simulações foram validados através de dados experimentais obtidos pela técnica de velocimetria de imagem de partículas (PIV). Os testes experimentais foram realizados com óleo Exxsol D80 (densidade  $796 \text{ kg.m}^{-3}$  e viscosidade  $2.3 \text{ mPa.s}$ ) e glicerol (densidade  $1205 \text{ kg.m}^{-3}$  e viscosidade  $47 \text{ mPa.s}$ ) com fração volumétrica variando de 0 a 3%. Segundo os autores, para a simulação de CFD da dispersão líquido-líquido, a modelagem do equilíbrio populacional deve ser acoplada à modificação do escoamento permitindo a previsão da distribuição do tamanho das gotas.

Bilger *et al.* (2017) implementaram os métodos *level-set* (LS) e o método *volume of Fluid* (VOF) num código CFD para simular o escoamento estratificado líquido/gás imiscíveis. Contudo, os autores fizeram uma comparação detalhada do desempenho físico e computacional de dois solucionadores, o VOF modificado (interPore) e o LS modificado (RCLSFoam). Ambos foram implementados dentro da plataforma básica OpenFoam Navier-Stokes. Segundo os autores, o método LS conservativo implementado no solucionador RCLSFoam e o método VOF implementado no solucionador interPore, permitiram prever satisfatoriamente as interfaces e obtiveram boa representação dos efeitos de tensão superficial. Ainda, segundo os mesmos, os resultados indicam que uma implementação adequada do LS ou do método VOF pode funcionar bem para uma ampla gama de condições relevantes, e que as técnicas subjacentes para a captura da interface têm muitas características em comum.

Shi *et al.* (2017) simularam com o pacote CFD FLUENT o escoamento bifásico água/óleo com densidades próximas e a relação de viscosidades dada por  $\frac{\mu_o}{\mu_a} = 18.8$ . Para tanto, foram analisados os padrões de escoamento anular, estratificado com gotas de óleo na água e disperso. A validação das simulações foi feita por meio de dados experimentais. Na simulação foi utilizado o método dos volumes finitos (VOF) com o modelo de turbulência SST  $k-\omega$ , os quais, segundo os autores, foram capazes de prever as estruturas do escoamento anular e estratificado do óleo na água. Entretanto, não foram bem-sucedidos para o escoamento disperso, pois as escalas de comprimento nas interfaces tendem a tornarem-se menores do que os tamanhos da malha computacional.

Zambrano *et al.* (2017) fizeram um estudo experimental e numérico do escoamento de pasta de óleo pesado. A mistura foi preparada com óleo e resíduo asfáltico (diâmetro médio de  $500 \mu\text{m}$ ). Os testes foram realizados para números de Reynolds na

gama de 44 – 805 e concentração volumétrica da mistura variando entre 1 e 12%. A seção de teste da unidade experimental era composta por uma conduta de 3 m de comprimento e diâmetro interno de 0.0243 m, onde eram obtidos os dados de queda de pressão. As soluções numéricas foram feitas com um modelo de mistura de deslizamento algébrico (ASM) utilizando o *software* CFD FLUENT 6.3. Segundo os autores, os padrões de escoamento e a queda de pressão, calculados numericamente, mostraram boa capacidade de predição em comparação com os dados experimentais.





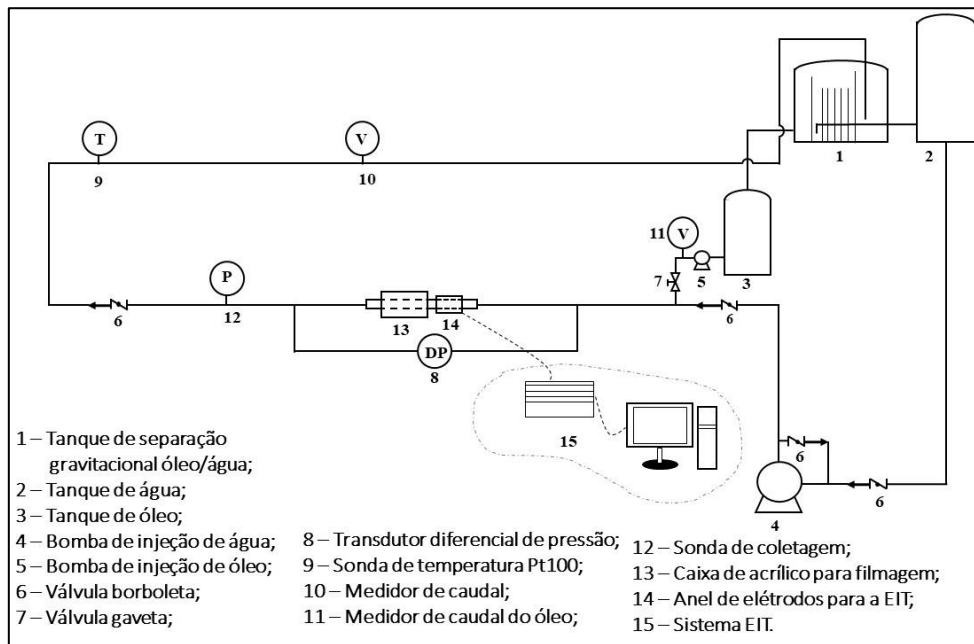
# 3. Montagem Experimental para O Estudo de Escoamento Líquido-Líquido

Nesta seção, será apresentada a descrição da unidade piloto experimental, assim como das técnicas utilizadas para a obtenção dos dados experimentais. A unidade piloto foi construída no Departamento de Engenharia Química da Universidade de Coimbra, sendo equipada com um sistema de tomografia de Impedância Elétrica (EIT), desenvolvido internamente, com módulos de filmagem dos escoamentos e também de recolhas de amostras das misturas. A unidade piloto possui ainda a possibilidade de aquisições de dados experimentais referentes às quedas de pressão.

## 3.1 Unidade Piloto Experimental

A unidade piloto utilizada foi projetada para avaliação experimental de escoamentos multifásicos. Inicialmente foi estudado o escoamento de suspensões de pastas de celulose (Ventura *et al.*, 2008), posteriormente foi estudado o escoamento de microesferas de vidro em meio aquoso (Silva, 2015).

Na Figura 3-1, têm-se a representação esquemática da unidade experimental adaptada para o escoamento de fluidos imiscíveis. Para tanto, foi preciso inserir na conduta da seção de teste uma unidade de injeção de óleo (5) e instalar um sistema de separação óleo/água (1).



**Figura 3-1:** Esquema da unidade experimental.



**Figura 3-2:** Unidade experimental adaptada.

A unidade piloto adaptada para o estudo proposto dos escoamentos óleo/água, Figura 3-2, é composta por um tanque de separação gravitacional óleo/água com capacidade de 200 l (1); tanques para o armazenamento da água (2) e do óleo (3) com capacidades para 200 e 150 l, respectivamente; bombas para injeção de água (4) e óleo (5), Grundfos CR120 (5.4 hp); transdutor diferencial de pressão (8), Fuji Electric FCX-C FKK-33; sonda de temperatura Pt100 (9), medidores de caudal da mistura (10), Fuji Electric MAGFLO 3100, e do óleo (11), TecFluid DP65; uma sonda para a recolha de

amostras das misturas que pode ser coletada em várias posições do diâmetro vertical (12); um sistema em acrílico inserido na seção de teste para a visualização dos escoamentos (13) e um sistema de EIT (15).

A seção de teste é composta por um tubo horizontal de PVC com 11.5 m de comprimento e 0.11 m de diâmetro interno. Foram acoplados na seção de teste o sistema de aquisição de imagem, feito de tubo de acrílico com 1 m de comprimento e 0.11 m de diâmetro interno e com uma caixa também de acrílico (Figura 3-3 (a)) para facilitar as filmagens; os sensores do sistema EIT (anéis de elétrodo), Figura 3-3 (b); as tomadas de pressão, separadas por 4,50 m e inseridas a 3 m da entrada e 3 m da saída , ligadas ao transdutor de pressão Figura 3-3 (c); e a sonda de 4,45 mm de diâmetro interno para a coleta de amostra das misturas Figura 3-3 (e).



**Figura 3-3:** Equipamentos instalados na seção de teste: a – caixa de acrílico; b – anéis de elétrodos; c – tomadas e transdutor de pressão e d – sonda de coleta.

Na simulação do escoamento disperso os fluidos eram bombeados juntos e circulavam em regime fechado, sendo possível coletar dados de caudal, pressão, temperatura, amostras da mistura e dos sinais do sistema de EIT. Entretanto, para o escoamento estratificado, os fluidos eram injetados separadamente na seção de teste. Neste caso, usava-se o sistema autónomo de injeção de óleo. Inicialmente era injetada a água na seção de teste e após a estabilização deste injetava-se o óleo. A mistura era separada no tanque de separação por gravidade e as duas fases enviadas para os tanques de injeção. Os experimentos também foram realizados em regime fechado. Os dados coletados para o escoamento eram os mesmos do sistema disperso (caudal, pressão, temperatura, amostras da mistura e dos sinais do sistema de EIT) e recolhendo-se ainda informações da concentração do óleo nos tanques de injeção. Antes dos fluidos serem injetados na seção de teste, nos tanques de injeção eram retiradas amostras dos fluidos para, através da técnica de picnometria que será detalhada na seção 1-3, calcular a concentração de óleo nas entradas dos fluidos.

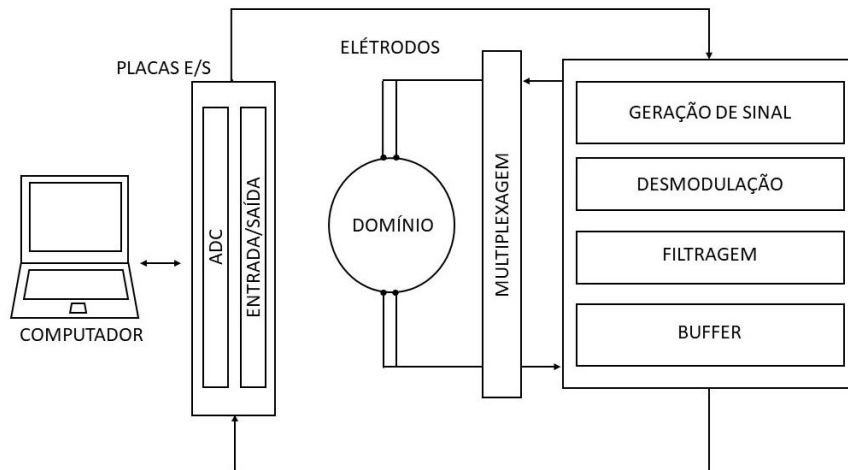
Um sistema de arrefecimento permitiu controlar a temperatura da mistura durante os experimentos. Nos testes realizados para os escoamentos estratificados, a troca de temperatura era feita entre a água de teste e um sistema de troca de calor. Após passar pela seção de teste, a mistura era enviada para o tanque de separação óleo/água que separava os fluídos e enviava-os para os seus tanques de injeção. Ao sair do tanque de injeção a água passava em uma coluna com o sistema de troca de calor instalado em seu interior. O sistema é composto por tubos de aço inox com diâmetro interno de 1.27 cm, por onde escoava água com baixa temperatura, a água que saía do tanque de injeção arrefecia ao passar entre os tubos e em seguida era bombeada para a seção de teste. Para os escoamentos dispersos, ao sair da seção de teste, a mistura era enviada diretamente para a o tanque de injeção, em seguida percorria a mesma trajetória da água descrita no escoamento estratificado e arrefecia-se, por fim, era bombeada para a seção de teste. O valor da temperatura de mistura em circulação na conduta era determinado automaticamente através da sonda de temperatura Pt 100.

### 3.1.1 Sistema de Tomografia de Impedância Elétrica – EIT

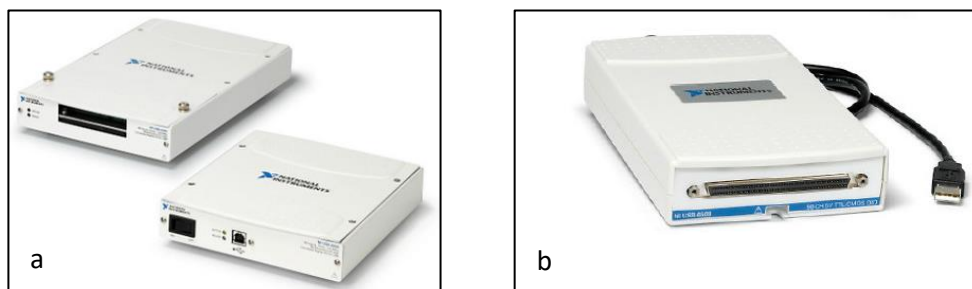
O sistema de EIT utilizado neste trabalho foi projetado para visualização e obtenção de dados tomográficos de padrões de escoamento de sistemas bifásicos. Este sistema foi anteriormente utilizado por Silva (2015) que trabalhou com o escoamento de

microesferas de vidro em água, e por (Cotas, 2016) que estudou o escoamento de suspensões de fibras celulósicas. Na inspeção de sistemas multifásicos em ambiente industrial geralmente são utilizando equipamentos comerciais como por exemplo o P2000 *Electrical Resistance Tomography System* desenvolvido pela Industrial Tomography System – ITS (Street, 2000). O sistema P2000, composto por 16 elétrodos, é conectado ao computador por um cabo RS232, sendo possível utilizar os 16 elétrodos ou reduzir para 8, inseridos nos limites do domínio. A corrente elétrica de injeção pode ser definida na gama entre 0.1 e 75 mA e a frequência no intervalo que vai de 75 a 153.6 kHz. O protocolo de injeção implementado no sistema P2000 para domínios circulares restringe-se ao protocolo adjacente. O *software* implementado pela ITS no sistema P2000 utiliza um algoritmo de reconstrução de imagem que obtém imagens transversais com escala de cores da seção em análise através da distribuição da condutividade no interior do domínio. As imagens reconstruídas pelo *software* são qualitativas, em vez de quantitativas e apresentam baixa qualidade de resolução. O sistema de EIT utilizado neste trabalho possui significativas vantagens em relação aos equipamentos tomográficos comerciais. No sistema de EIT foram implementados o protocolo adjacente, recomendado para padrões de escoamentos dispersos, e o protocolo oposto, recomendado para padrões de escoamento estratificados, ampliando a gama de possibilidades de análises de sistemas bifásicos. Além do mais podem ser obtidas informações qualitativas do sistema e as imagens reconstruídas apresentam boa resolução. A seguir o sistema de EIT usado será apresentado em maior detalhe.

No diagrama de blocos, Figura 3-4, encontra-se representado o sistema de EIT que pode operar com anéis de 16 ou 32 elétrodos e com o qual é possível obter informações tomográficas 2D da seção transversal da região da conduta onde o anel de elétrodos se encontra inserido. O controle da frequência usada no sinal gerado para injetar corrente através dos elétrodos é feito por um computador com ligações USB e por meio de aplicação desenvolvida em ambiente de programação LABVIEW®. A interface entre o PC e os demais módulos do sistema é levada a cabo por intermédio de placas E/S (Entrada/Saída), Figura 3-5. Essas placas possuem portas digitais para endereçamento e portas analógicas para aquisição de dados. Através das portas USB é também realizada a configuração da placa de geração de sinais. Sendo assim, o controle da corrente injetada nos elétrodos e da sua respectiva frequência é feito por meio desta comunicação (George *et al.*, 2000).

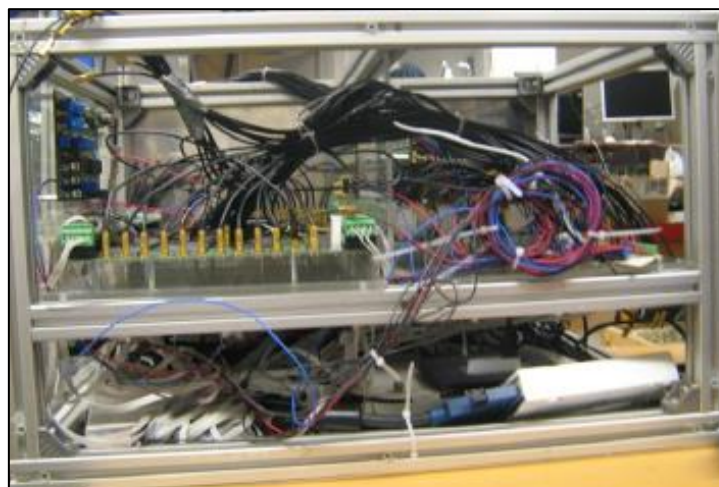


**Figura 3-4:** Diagrama de blocos do sistema EIT.



**Figura 3-5:** Placas E/S: a – digitais industriais NI USB-6255 e b – NI USB-6509 industriais de alta densidade.

Na Figura 3-6, pode-se ver uma imagem do sistema de aquisição de dados. Todo o *hardware* (com exceção do módulo de geração de sinais) é, como já referido, controlado por meio de uma aplicação desenvolvida usando o *National Instruments® LabVIEW Software Versão 8.6*, que permite a aquisição dos sinais, bem como a implementação de diferentes protocolos de medição.



**Figura 3-6:** Sistema de aquisição de dados EIT.

### 3.1.1.1 Protocolos de Medição para os Padrões de Escocamento Disperso e Estratificado

Neste trabalho foram feitas aquisições de dados para misturas óleo/água em padrões de escoamento disperso e estratificado. No que se refere ao padrão de escoamento disperso, o protocolo utilizado na medição foi o oposto, onde, como já referido, a corrente elétrica é injetada no domínio em dois elétrodos diametralmente opostos: para a medição considera-se um dos elétrodos adjacentes ao de entrada da corrente no domínio, como elétrodo de referência e faz-se, em relação ao elétrodo considerado, a medição da diferença de potencial elétrica. Para o padrão de escoamento estratificado foi utilizado o protocolo adjacente: neste caso, em dois elétrodos vizinhos ou adjacentes injeta-se uma corrente elétrica e simultaneamente nos restantes pares de elétrodos medem-se as diferenças de potencial elétricas resultantes.

### 3.1.1.2 Geração dos Sinais

O sinal injetado no domínio deve ser um sinal de corrente alterna, AC, visto que a corrente contínua, CC, provocaria a eletrólise da água. Outra situação indesejada que poderia ocorrer com o uso de uma corrente CC seria a acumulação de cargas nos elétrodos devido a impedância de contato (Grootveld, 1996). Para que a acumulação de cargas no elétrodo seja insignificante com o uso de uma corrente AC, a frequência da corrente deve ser superior a 1 Hz. Na Figura 3-7, pode-se observar o módulo de geração de sinais.



**Figura 3-7:** Placa de geração de sinais.

O sinal AC a injetar no domínio deve ser numa determinada gama de frequências e de amplitudes. A escolha é condicionada pelas características eletromagnéticas do domínio e pela natureza da interface entre os elétrodos e o domínio. O presente sistema permite gerar sinais na gama de 2 a 100 kHz. A amplitude máxima da corrente injetada

está diretamente relacionada com a condutividade do fluido. Neste caso, foi ajustado o sinal gerado para que uma corrente de 2 mA fosse injetada no domínio. O módulo de geração de sinais vai gerar três sinais sinusoidais com amplitudes específicas e frequência idêntica. Dois dos três sinais gerados encontram-se em fase, um para alimentar os eletrodos que estimulam o domínio em análise (do tipo  $A\sin(\omega t)$ ) e o outro encaminhado para o módulo de desmodulação (do tipo  $\sin(\omega t)$ ), sendo que o terceiro sinal se encontra desfasado dos dois anteriores 90 graus (do tipo  $\cos(\omega t)$ ), encaminhado também para o módulo de desmodulação. Este módulo permite também medir a amplitude da corrente injetada no domínio (Grootveld, 1996).

### 3.1.1.3 Desmodulação

O uso de uma corrente AC dá origem a diferenças de potencial cuja amplitude e fase são diferentes das da amplitude e fase da corrente de estímulo introduzida no domínio. Para obter as componentes reais e imaginárias das diferenças de potencial, é necessária realizar a desmodulação das diferenças de potencial obtidas.

Os dois sinais de módulo unitário gerados no módulo de geração de sinais alimentam o módulo de desmodulação que implementa a desmodulação síncrona. A Equação 3-1 descreve o sinal de voltagem à entrada do detetor (Grootveld, 1996).

$$V'(t) = A' \cos(\omega t + \varphi') \quad (3-1)$$

onde  $A'$  é a amplitude,  $\omega$  é a frequência angular e  $\varphi'$  é a fase.

$V'(t)$  é multiplicado por um sinal  $B' \cos(\omega t)$  e por um sinal em quadratura com o anterior  $B' \sin(\omega t)$  resultando dois sinais:

$$V'_{\cos} = V'(t)B' \cos(\omega t) = \frac{1}{2}A'B'[\cos(2\omega t + \varphi') + \cos(\varphi')] \quad (3-2)$$

$$V'_{\sin} = V'(t)B' \sin(\omega t) = \frac{1}{2}A'B'[\sin(2\omega t + \varphi') + \sin(\varphi')] \quad (3-3)$$

Passando por um filtro passa-baixo (LPF) as Equações anteriores ficam:

$$V'_{\cos} = \frac{1}{2}A'B'[\cos(\varphi')] \quad (3-4)$$



O módulo de desmodulação implementa, pois, estas operações matemáticas, obtendo-se assim a informação dos módulos das partes reais e imaginárias das diferenças de potenciais medidas, através das quais se pode obter a amplitude e as fases das mesmas.

#### 3.1.1.4 Multiplexagem

Para o funcionamento do sistema, todos os 16 ou 32 eléctrodos podem operar quer como emissores, quer como recetores, em qualquer dos protocolos usados e descritos anteriormente (oposto e adjacente). Sendo assim, foi necessária levar a cabo a multiplexagem/desmultiplexagem dos sinais, a qual teria que ser analógica e bidirecional. Na Figura 3-8 e pode-se ver a placa de multiplexagem/desmultiplexagem utilizada neste trabalho.

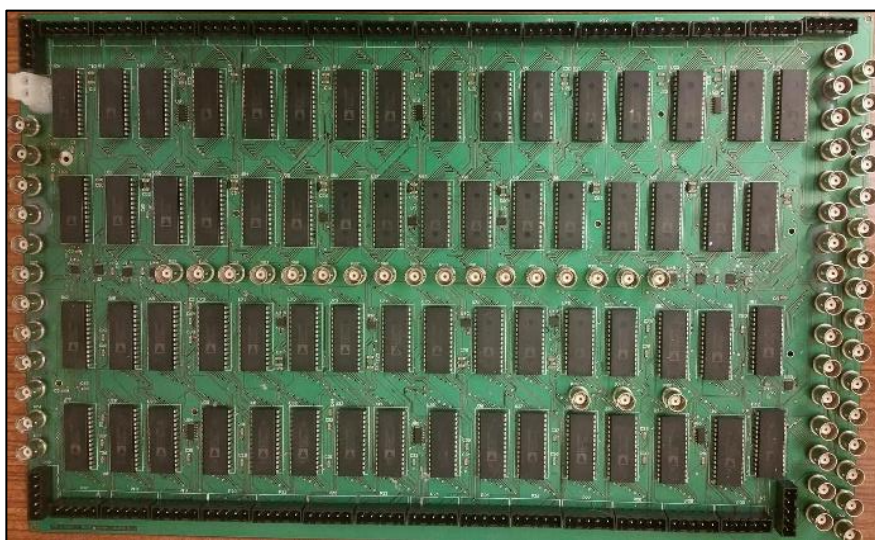


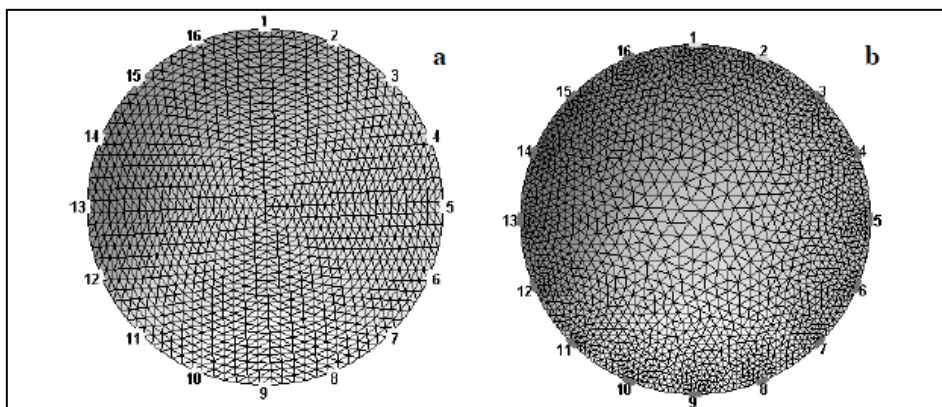
Figura 3-8: Módulo de multiplexagem/desmultiplexagem.

As diferenças de potenciais resultantes da estimulação do domínio são adquiridas através de placas de aquisição, ligadas por USB a um computador pessoal. Esses dados são armazenados num ficheiro para posterior reconstrução, através dum algoritmo adequado, das imagens 2D da secção do escoamento em avaliação.

#### 3.1.2 Algoritmo de Reconstrução de Imagem de EIT

As reconstruções das imagens foram feitas através de um *software* de código aberto, o EIDORS (*Electrical Impedance and Diffuse Optical Reconstruction Software*) Versões 3.3 a 3.5 (Polydorides e Lionheart, 2002). O EIDORS emprega codificação

baseada em MATLAB® para reconstrução de imagens a partir de dados elétricos ou difusos óticos recorrendo ao algoritmo de Gauss-Newton. Os problemas direto e inverso são resolvidos utilizando um método de elementos finitos (FEM), onde o domínio é dividido em elementos geométricos, por exemplo, triângulos ou quadriláteros, sendo levado a cabo o cálculo do efeito da variável dependente sobre os vértices de cada elemento (Menin, 2009). A resolução, utilizando o FEM, pode ser realizada usando malhas estruturadas ou não estruturadas. Como exemplos, para o primeiro caso, Figura 3-9 (a), a malha possui 2304 elementos lineares e 1201 nós e para o segundo caso, Figura 3-9 (b), a malha possui 415 elementos lineares e 241 nós. O sistema foi desenvolvido com a possibilidade de implementação de uma gama de malhas na faixa de 64 a 12050 elementos lineares e de 41 a 6268 nós. Neste trabalho foi implementada a malha apresentada na Figura 3-9 (a). A descrição do código para aquisição de informações encontra-se no Anexo 3 – A.



**Figura 3-9:** Malhas utilizadas na reconstrução 2D da imagem EIT.

### 3.1.3 Sistema de Supervisão de Controle dos Dispositivos da Instalação Piloto

Todo o equipamento de aquisição da instalação piloto é controlado pelo *software* de controle desenvolvido em LabView, sendo possível obter informações sobre a temperatura, pressão, caudal os dados brutos da EIT adquiridos pelos diversos dispositivos. Nas Figura 3-10, apresenta-se o *layout* gráficos, onde se pode observar os comandos para aquisição de informações de pressão, caudal e temperatura. O *layout* para aquisição dos dados brutos da EIT pode ser visto na Figura 3-11. Através do programa é possível obter valores absolutos e médias móveis e, em seguida, é gerado um ficheiro em formato Excel com os respetivos dados.

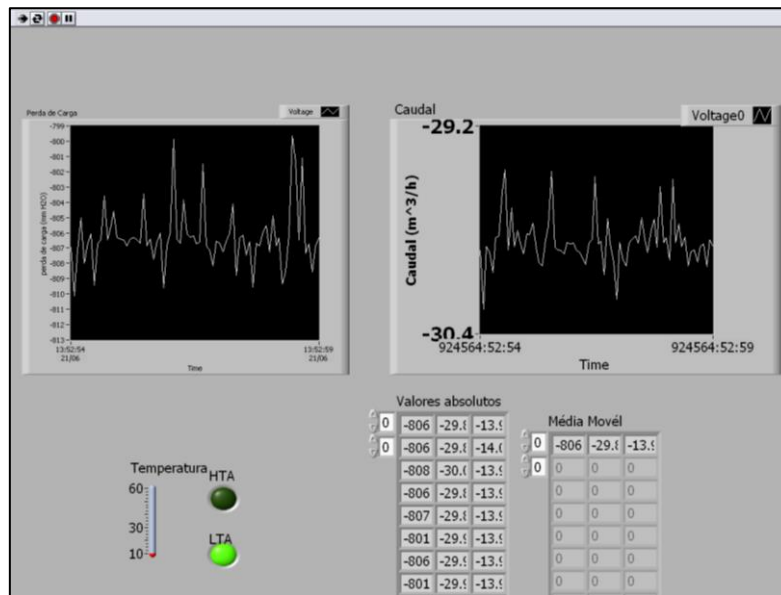


Figura 3-10: Layout gráfico LabView. Aquisição de informações de pressão, caudal e temperatura.

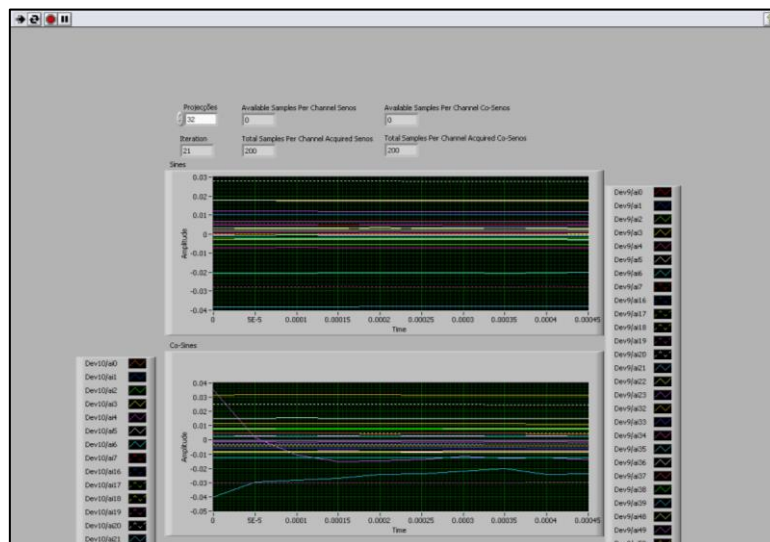


Figura 3-11: Layout gráfico LabView. Aquisição dos dados brutos da EIT.

Nas Figuras 3-12, 3-13 e 3-14, são apresentadas as calibrações para o caudal, pressão e temperatura, respetivamente. Nestes casos, foram coletados dados experimentais de caudal, pressão e temperatura para o escoamento da água pura e efetuou-se a calibração com os respetivos valores de voltagem fornecidos pelos dispositivos.

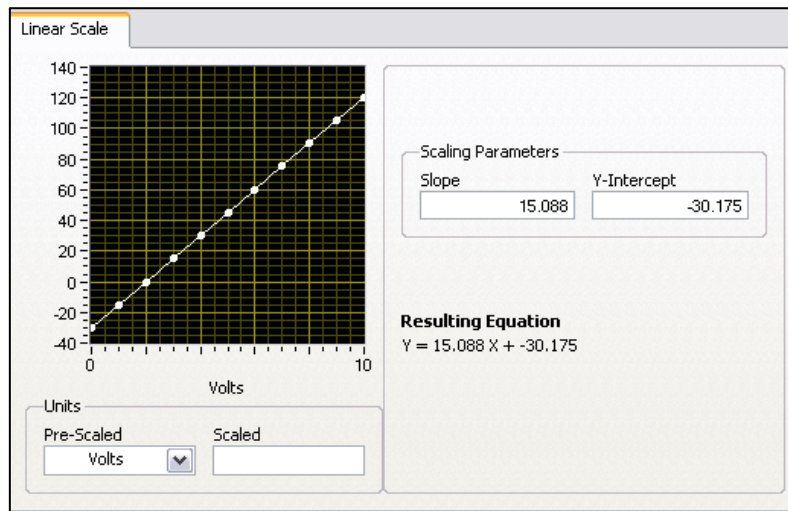


Figura 3-12: Calibração do Caudal com o LabView.

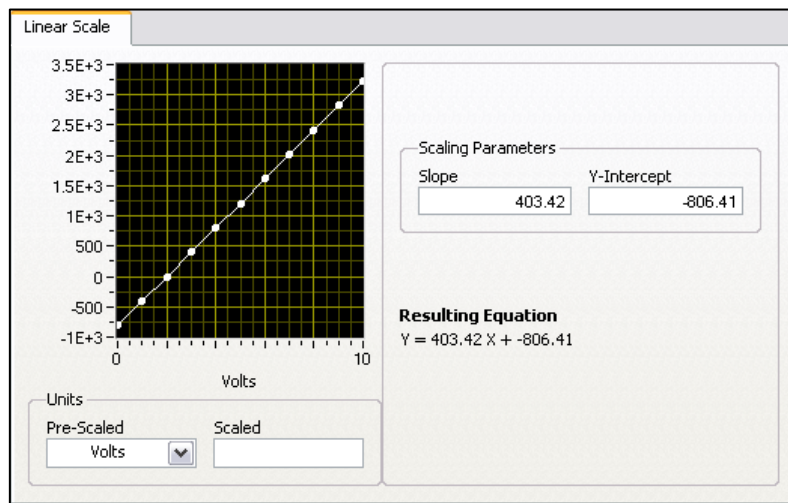


Figura 3-13: Calibração da pressão com o LabView.

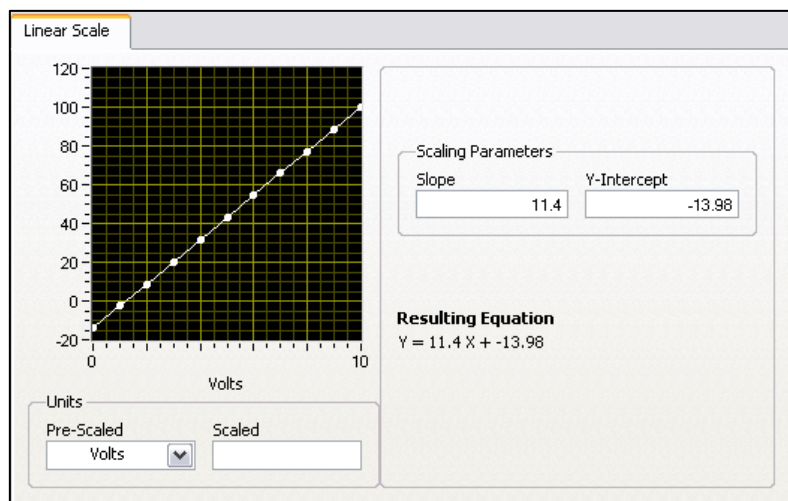


Figura 3-14: Calibração da temperatura com o LabView.

### 3.2 Calibração da Unidade Experimental: Determinação do Comprimento Equivalente dos Acidentes

Dado que no trecho de medida da unidade existem diversos acoplamentos e inserções capazes de fazer aumentar a queda de pressão, nomeadamente anéis de tomografia, foi necessário recorrer à calibração da unidade experimental o que foi feito adquirindo dados experimentais de pressão e caudal para o escoamento da água. Neste caso, a partir dos valores de pressão e caudal do escoamento da água, foi determinado, recorrendo ao diagrama de Moody, o comprimento equivalente dos acidentes,  $L_{eq}$ , para que fossem feitos ajustes no comprimento efetivo do trecho de teste, nos valores de queda de pressão por unidade de comprimento. Na Figura 3-15, foram plotados os dados experimentais e ajustados de pressão versus velocidade, para o escoamento da água. Os dados calculados, com base no diagrama de Moody, reportam-se a um comprimento de conduta de 4.50 m, que é o comprimento físico do tubo de teste.

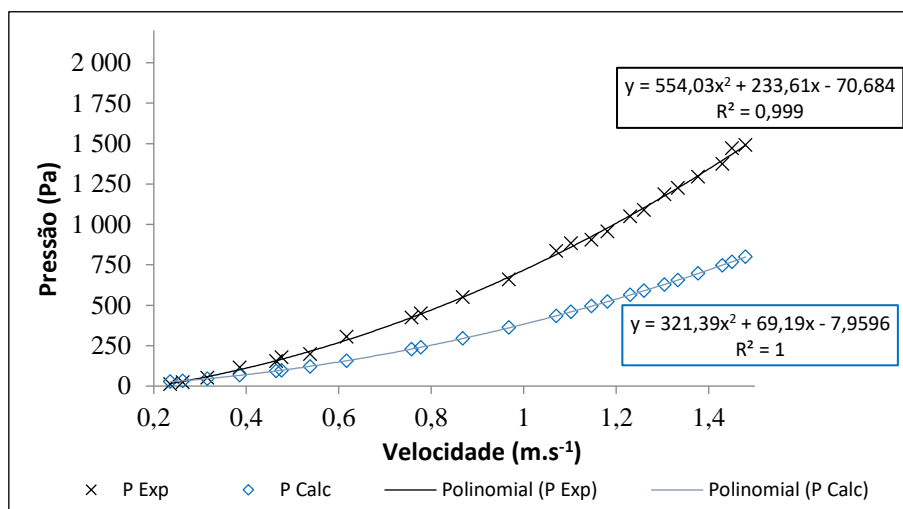


Figura 3-15: Dados experimentais e calculados para o escoamento de água.

Na Figura 3-16, foram plotados dados de comprimento equivalente versus velocidade, calculados através dos dados experimentais. Verifica-se que quando aumenta a velocidade o comprimento equivalente dos acidentes aumenta, devido à turbulência, como era de se esperar.

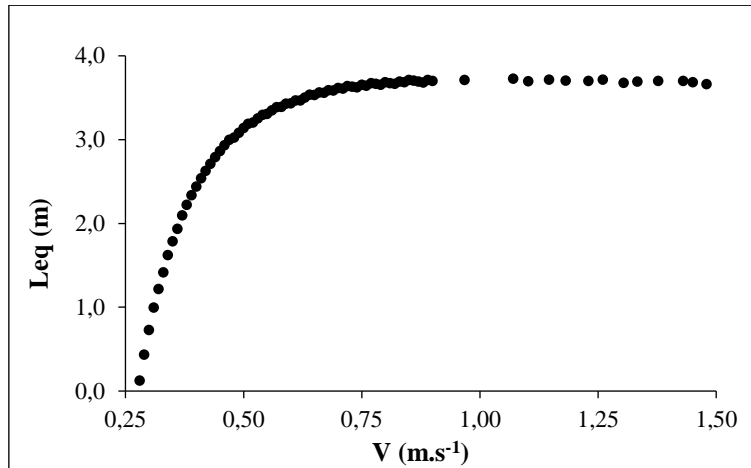


Figura 3-16: Dados dos calculados através dos dados experimentais e ajustados.

### 3.3 Medição Radial do Perfil Volumétrico de Concentração

Nestes ensaios, pretendia-se obter experimentalmente o perfil de concentração radial, no diâmetro vertical da seção reta da conduta, para todos os escoamentos estudados. Na Figura 3-17, vê-se a distribuição dos pontos de coleta ao longo do diâmetro vertical da seção reta da conduta. Para fazer a distribuição dos pontos, foi considerado o diâmetro externo da sonda de coleta, 5.0 mm, e, sendo assim, os pontos foram distribuídos equidistantemente com um afastamento de 2.5 mm da parede da conduta e com espaçamento de 1.05 cm.

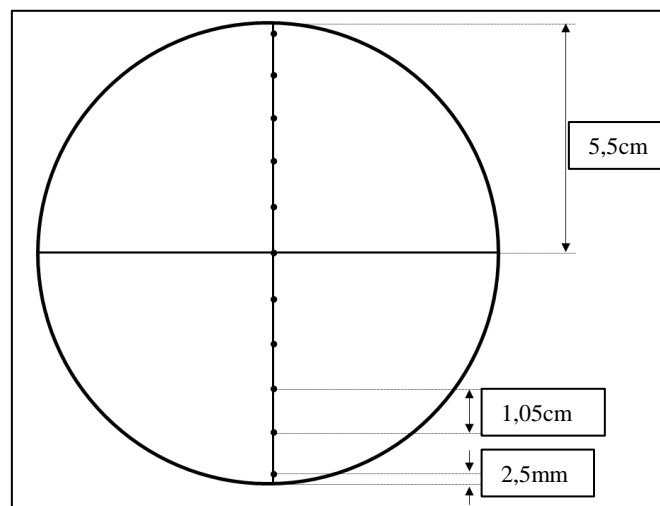


Figura 3-17: Posição dos pontos de medição da sonda na seção transversal da conduta.

As amostras foram coletadas em onze pontos ao longo do diâmetro vertical da conduta com o auxílio da sonda anteriormente descrita, Figura 3-3 d. Para as determinações das concentrações foi aplicada a técnica de picnometria, sendo necessários

um picnómetro de vidro e uma balança de precisão. O picnómetro foi calibrado utilizando a água como fluido de calibração e a partir da Equação 3-5 foram determinadas a densidade da água ( $999.9 \pm 1 \text{ kg.m}^{-3}$ ) e a densidade do óleo ( $843 \pm 1 \text{ kg.m}^{-3}$ ). A densidade da mistura foi calculada através da Equação 3-6:

$$\rho = \frac{m}{VOL} \quad (3-5)$$

$$\rho_m = \frac{m_1 + m_2}{VOL_T} \quad (3-6)$$

onde  $\rho$  é a densidade do fluido,  $m$  é a massa,  $VOL$  é o volume e os subscritos 1 e 2 referem-se aos fluidos água e óleo, m refere-se a mistura e T refere-se ao total.

A densidade dos fluidos e da mistura relacionam-se através da Equação 3-7:

$$\rho_m = \frac{VOL_1}{VOL_T} \rho_1 + \frac{VOL_2}{VOL_T} \rho_2 \quad (3-7)$$

sendo

$$\frac{VOL_1}{VOL_T} = \alpha_1 \quad \text{e} \quad \frac{VOL_2}{VOL_T} = \alpha_2$$

onde  $\alpha$  é a concentração volumétrica dos fluidos na mistura e também pode ser escrito como:

$$\alpha_1 + \alpha_2 = 1 \quad \therefore \quad \alpha_2 = (1 - \alpha_1) \quad (3-8)$$

Reagrupando e desenvolvendo as Equações 3-7 e 3-8 chega-se à Equação 3-9 que relaciona a concentração de um fluido e as densidades:

$$\alpha_1 = \frac{\rho_m - \rho_2}{\rho_1 - \rho_2} \quad (3-9)$$

Portanto, a partir da Equação 3-9, foi possível determinar a concentração do óleo nas misturas.

Na Tabela 3-1, encontram-se os valores de cada ponto coletado e suas respectivas posições ao longo do raio vertical. As cinco posições positivas referem-se à parte superior da conduta, o ponto zero ao eixo da conduta e as cinco posições negativas à parte inferior. A ordenada do perfil de concentração foi determinada pela razão  $r/R$ , donde  $r$  representa o raio da conduta e  $R$  a distância entre o ponto coletado e o centro da conduta, podendo

ser negativa ou positiva, dependendo, respetivamente, da localização da região acima ou abaixo do eixo da conduta.

**Tabela 3-1:** Valores dos pontos ( $r/R$ ) da ordenada.

Posição	$r/R$	R (cm)
5	0.955	5.25
4	0.764	4.20
3	0.573	3.15
2	0.382	2.10
1	0.191	1.05
0	0.000	0.00
-1	-0.191	-1.05
-2	-0.382	-2.10
-3	-0.573	-3.15
-4	-0.764	-4.20
-5	-0.955	-5.25

### 3.4 Condições Experimentais

O óleo utilizado nos testes (parafina líquida) tem alta viscosidade, com propriedades similares às do petróleo transportado nas condutas industriais (Sotgia *et al.*, 2008; Wang *et al.*, 2011). Na Tabela 3-2, encontram-se as propriedades dos fluidos utilizados

**Tabela 3-2:** Propriedades dos fluidos de teste.

Fluidos	Densidade ( $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ )	Viscosidade (Pa.s)	Tensão interfacial (mN.m)
Óleo (parafina líquida)	$843 \pm 1$	$0.024 \pm 0.0002$	$46 \pm 0.01$
Água	$999.9 \pm 1$	$0.001 \pm 0.0002$	

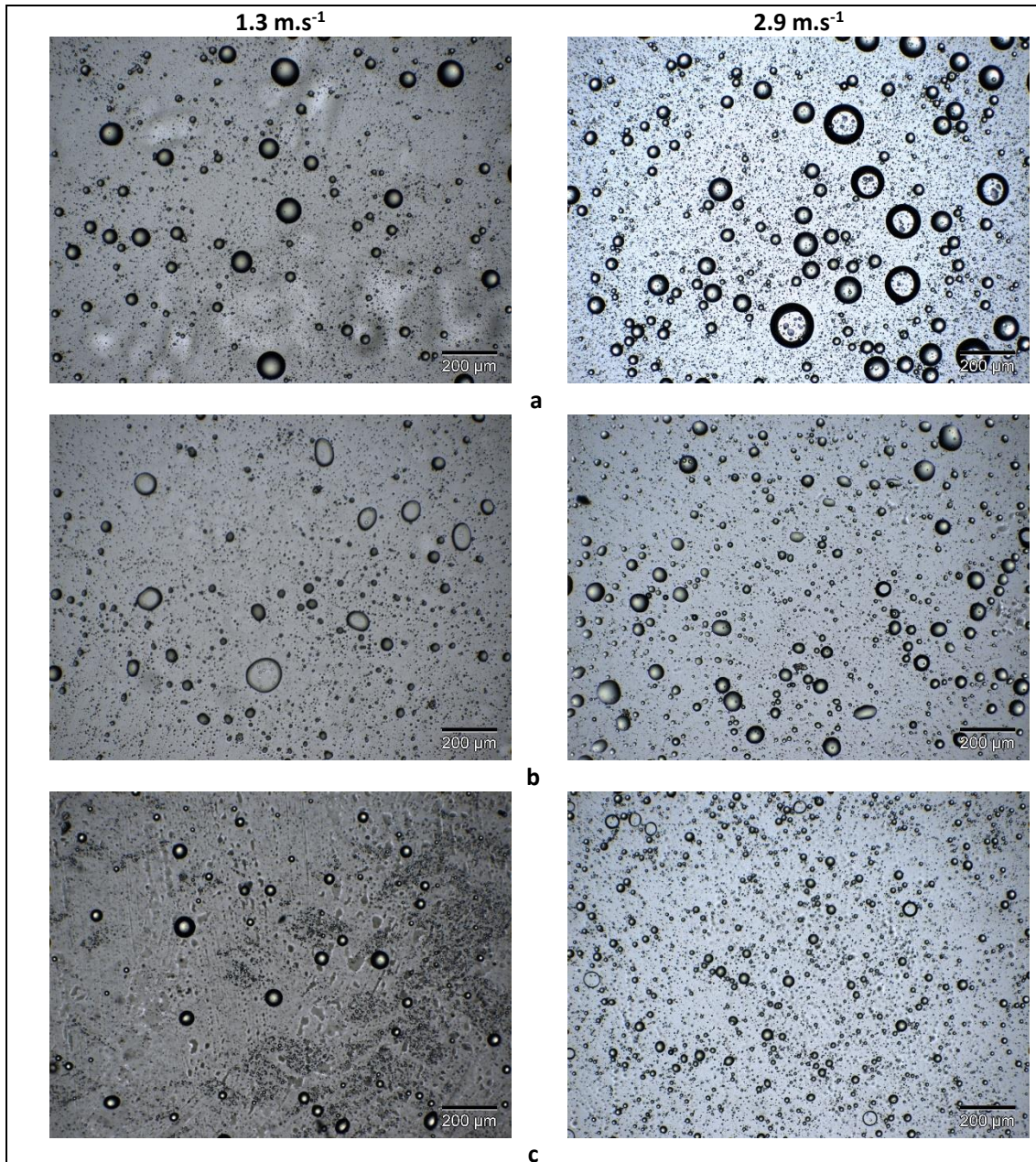
A viscosidade foi determinada no reómetro Haake RheoStress 1 utilizando o *spindle*, cilindro 234 DIN, e os dados de tensão interfacial foram medidos na balança de tensão superficial eletrônica KVS SiGMA 70. Para aumentar a diferença de condutividade da água em relação ao óleo, possibilitando a aplicação da técnica de EIT, foi adicionado na água o sal NaCl, elevando a condutividade para cerca de  $1000 \mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$ . A condutividade da parafina foi de  $0.60 \mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$  e não houve alteração durante os testes. Por fim, os experimentos foram realizados na temperatura média de  $25 \pm 3^\circ\text{C}$ .



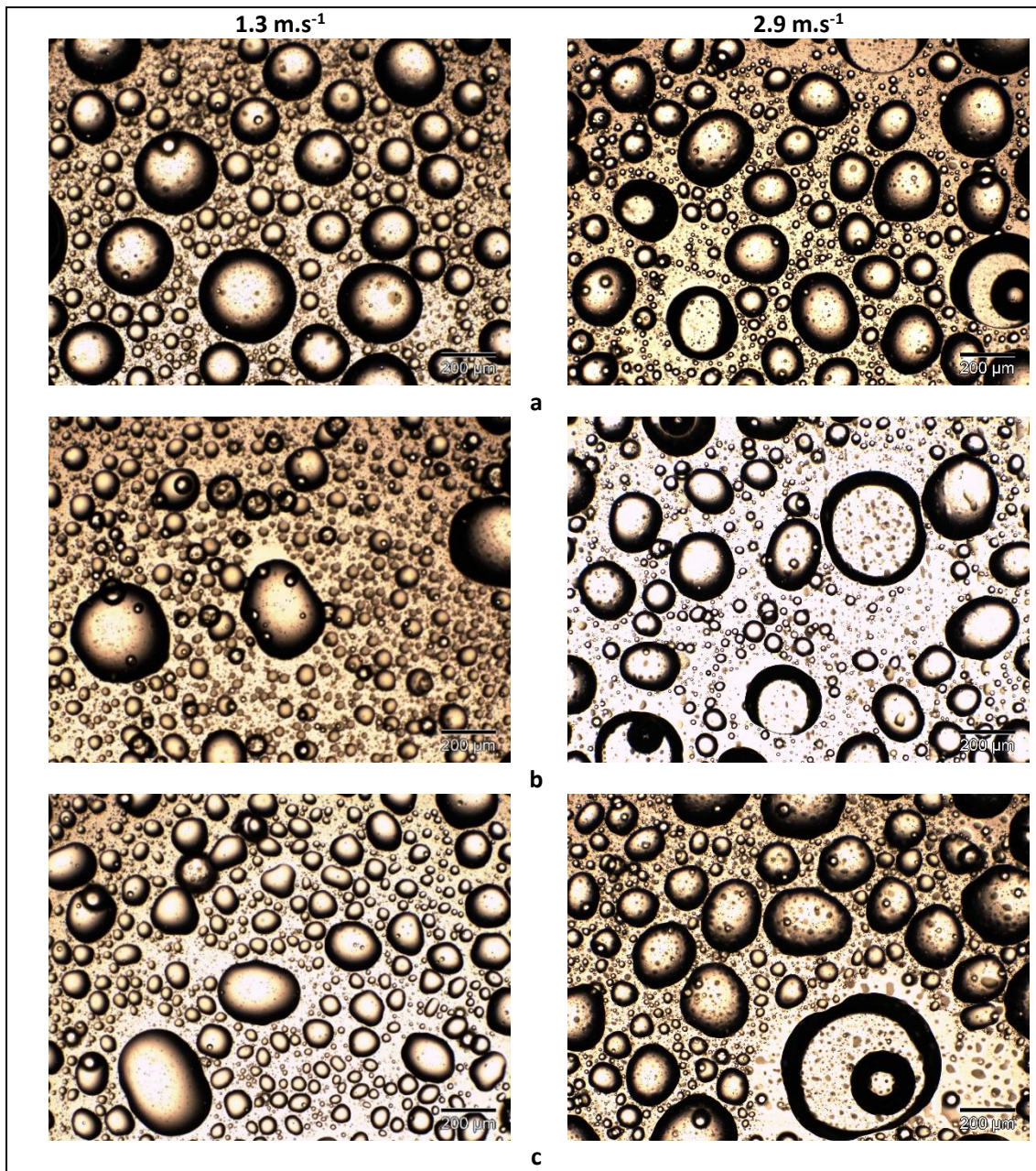
### 3.5 Determinação do Tamanho das Gotas de Óleo

Com vista a avaliar se existe efetivamente uma dispersão do óleo na água nas condições de escoamento disperso, foi feita a determinação do tamanho das gotas de óleo para essas condições. Neste caso, foram coletadas amostras no topo ( $r/R=0.955$ ), no centro ( $r/R=0$ ) e na base ( $r/R=-0.955$ ) da seção transversal da conduta. As alíquotas das misturas foram coletadas para as concentrações do óleo de 0.01 v/v e 0.22 v/v, que correspondiam aos pontos de mínima e máxima concentração da gama em que foram feitos os testes de escoamento disperso, e para as velocidades da mistura de  $1.3 \text{ m.s}^{-1}$  e  $2.9 \text{ m.s}^{-1}$ . As coletas foram feitas utilizando a sonda de recolha de amostras, as quais foram analisadas no microscópio Olympus BH-2 munido com uma câmera, *color view IIIu* e com sistema de aquisição e tratamento de imagem.

Nas Figuras 3-18 e 3-19, podem ser vistas imagens de gotas de óleo em água, para escala de  $200 \mu\text{m}$  e ampliação de 40x, obtidas em três pontos do diâmetro vertical da conduta (a – topo, b – centro e c – base) e para a concentração de óleo de 0.01 e 0.22 v/v, respetivamente, e velocidades de escoamento de  $1.3 \text{ m.s}^{-1}$  e  $2.9 \text{ m.s}^{-1}$ . As gotas apresentaram um perfil de concentração disperso independente da concentração volumétrica do óleo e da velocidade da mistura, sendo que quando a concentração do óleo aumentou os tamanhos das gotas também aumentaram, como era de se esperar.



**Figura 3-18:** Imagem microscópica da mistura óleo/água em escoamento disperso com concentração do óleo de 0,01 v/v. Velocidade da mistura de  $1.3 \text{ m.s}^{-1}$  (coluna esquerda) e  $2.9 \text{ m.s}^{-1}$  (coluna direita). Nas posições a – base, b – centro e c – topo da seção transversal da conduta. Escala de  $200 \mu\text{m}$ .



**Figura 3-19:** Imagem microscópica da mistura óleo/água em escoamento disperso com concentração do óleo de 0,22 v/v. Velocidade da mistura de  $1.3 \text{ m.s}^{-1}$  (coluna esquerda) e  $2.9 \text{ m.s}^{-1}$  (coluna direita). Nas posições a – base, b – centro e c – topo da seção transversal da conduta. Escala de  $200 \mu\text{m}$ .

O diâmetro médio das gotas foi calculado a partir da definição do diâmetro médio de Feret, Equação 3-10:

$$d_p = \frac{d_x + d_y}{2} \quad (3-10)$$

onde  $d_p$  é o diâmetro de Feret,  $d_x$  é a menor dimensão da partícula e  $d_y$  é a maior dimensão da partícula. O diâmetro de Feret é definido como a medida do tamanho de um

objeto ao longo de uma direção específica e pode ser definido como a distância entre dois pontos paralelos que restringem o objeto perpendicularmente a essa direção (Allen, 2013; Dražić *et al.*, 2016). O diâmetro de Feret médio para as partículas para a concentração 0.01 v/v foi de 55  $\mu\text{m}$  e para a concentração de 0.22 v/v foi de 157  $\mu\text{m}$ . No Anexo 3 – B, são apresentados os histogramas da distribuição das gotas para todos os testes realizados.

# 4. Modelagem Matemática para os Escoamentos Disperso e Estratificado

Nesta seção serão apresentadas as formulações matemáticas para a modelagem dos escoamentos disperso e estratificado usadas neste trabalho. Porém, antes desta apresentação será feita uma breve introdução às equações de Navier-Stokes. No que se refere às metodologias de modelação aplicadas na descrição dos escoamentos estudados, foram utilizadas as versões 4.4 e 5.3 do programa COMSOL Multiphysics para os escoamentos estratificado e disperso, respetivamente

## 4.1 Equações da Conservação

Na Equação 4-1, é apresentado a equação geral da conservação de massa que é escrita em função da massa específica  $\rho(x,t)$  e do vetor velocidade  $u(x,t)$  (Rodriguez, 2011):

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho u) = 0 \quad (4-1)$$

sendo  $x$  a coordenada espacial,  $t$  o tempo  $\rho$  a densidade e  $u$  a velocidade.

No caso de um escoamento monofásico e incompressível, pois  $\frac{\partial \rho}{\partial t} = 0$ , a equação da conservação de massa é simplificada para:

$$\nabla \cdot u = 0 \quad (4-2)$$

A equação da conservação da quantidade de movimento linear pode ser escrita na forma de:

$$\frac{\partial(\rho u)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho u u) = \nabla \cdot \Psi + \rho F \quad (4-3)$$

sendo  $F$  uma força externa por unidade de massa que atua no fluido e  $\Psi$  o tensor da tensão, sendo decomposto na pressão normal compressiva,  $P$ , e na parte viscosa do tensor  $\tau$ :

$$\Psi = -PI + \tau$$

onde  $I$  é o tensor identidade. Considerando fluidos newtonianos, o tensor viscoso é dado por:

$$\tau = 2\mu I_D - \frac{2}{3}\nabla \cdot u I \quad ; \quad I_D = \frac{1}{2}[\nabla u + (\nabla u)^T] \quad (4-4)$$

onde  $\mu$  é a viscosidade dinâmica,  $I_D$  é o tensor da taxa de deformação. Sendo assim, a Equação 4-3 pode ser reescrita como:

$$\frac{\partial(\rho u)}{\partial t} + u \nabla \cdot (\rho u) = -\nabla P_k + \nabla \cdot (\mu[\nabla u + (\nabla u)^T]) \quad (4-5)$$

sendo  $P_k$  a pressão reduzida ou modificada, dada por:

$$P_k = P - \rho g \cdot x - \frac{2}{3}\mu \nabla \cdot u \quad (4-6)$$

Para o caso de escoamento de um fluido incompressível e com viscosidade constante, as equações a serem resolvidas são a Equação 4-2 e diretamente com a forma seguinte da equação da quantidade de movimento:

$$\frac{\partial u}{\partial t} + u \cdot \nabla u = -\frac{\nabla P}{\rho} + F + \nu \nabla^2 u \quad (4-7)$$

onde  $\nu = \mu/\rho$  é a viscosidade cinemática.

A equação da pressão obtém-se aplicando o divergente na Equação 4-6 e utilizando a condição de incompressibilidade, eliminando, assim, a derivada temporal:

$$\nabla^2 P = -\rho \nabla \cdot (u \cdot \nabla u) + \nabla \cdot F \quad (4-8)$$

## 4.2 Formulação Matemática para o escoamento Disperso

Para o escoamento disperso foi utilizada a abordagem Euleriana-Euleriana. A base matemática para esta abordagem é dada pela equação de conservação da fração volumétrica média mássica e pela equação de conservação do momento para cada fase (Ishii e Zuber, 1979; Wörner, 2003). Este tipo de modelo, como já mencionado, pressupõe que ambas as fases são contínuas, totalmente independentes e um conjunto de equações adicionais determina a interface física entre as fases. A sua aplicação abrange, entre outras, o transporte de gotículas líquidas em outro líquido. A partir deste modelo, podem-se resolver dois conjuntos de equações de Navier-Stokes, para cada fase, para as quais são calculadas as velocidades de campo das fases (COMSOL Multiphysics, 2017).

No que diz respeito à modelagem da turbulência nas duas fases, foi utilizado o modelo padrão, RANS, de duas equações, k-ε. A seguir é apresentado a formulação matemática para o escoamento disperso utilizada pelo COMSOL Multiphysics.

### 4.2.1 Balanço de Massa

Assumindo que não há transferência de massa entre as fases e que ambas as fases são incompressíveis, as equações da continuidade para a fase contínua, Equação 4-9, e dispersa, Equação 4-10, são (Liu e Li, 2018; Parekh e Rzehak, 2018):

$$\frac{\partial(\rho_c \alpha_c)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_c \alpha_c u_c) = 0 \quad (4-9)$$

$$\frac{\partial(\rho_d \alpha_d)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_d \alpha_d u_d) = 0 \quad (4-10)$$

sendo  $\alpha_c = 1 - \alpha_d$ ,  $\rho$  a densidade,  $\alpha$  a fração volumétrica e os subíndices c e d as fases contínua dispersa, respetivamente.

Juntando as Equações 4-9 e 4-10, e sabendo que as duas fases são incompressíveis ( $\rho = 0$ ), chega-se à equação da continuidade para a mistura:

$$\nabla \cdot (\alpha_d u_d + u_c (1 - \alpha_d)) = 0 \quad (4-11)$$

No modelo de interface Euler-Euler, o controle do balanço de massa para as duas fases é feito calculando as Equações 4-9 e 4-10 juntas, sendo que a primeira determina a concentração volumétrica da fase dispersa e a segunda a pressão da mistura.

### 4.2.2 Balanço da Quantidade de Momento

Levando em consideração a equação de quantidade de movimento linear, Equação 4-3, as equações do balanço de momento de Ishii e Zuber (1979) para a fase contínua, Equação 4-12, e dispersa, Equação 4-13, são apresentadas a seguir (Liu e Li, 2018; Parekh e Rzehak, 2018; Wachem *et al.*, 2001):

$$\rho_c \alpha_c \left[ \frac{\partial}{\partial t} (u_c) + u_c \nabla \cdot (u_c) \right] = -\alpha_c \nabla P + \nabla \cdot (\alpha_c \tau_c) + \alpha_c \rho_c g + F_{m,c} \quad (4-12)$$

$$\rho_d \alpha_d \left[ \frac{\partial}{\partial t} (u_d) + u_d \nabla \cdot (u_d) \right] = -\alpha_d \nabla P + \nabla \cdot (\alpha_d \tau_d) + \alpha_d \rho_d g + F_{m,d} \quad (4-13)$$

onde  $F_m$  é o termo de transferência de momento interfacial.

Nesta modelagem, as fases fluidas são consideradas newtonianas em ambas equações e os tensores viscosos para cada fase podem ser escritos como:

$$\tau_c = \mu_c \left( \nabla u_c + (\nabla u_c)^T - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_c) I \right) \quad (4-14)$$

$$\tau_d = \mu_c \left( \nabla u_d + (\nabla u_d)^T - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_d) I \right) \quad (4-15)$$

Na metodologia seguida pela modelagem Euler-Euler do COMSOL, as equações governantes são divididas pela fração volumétrica da fase correspondente. Isso evita soluções particulares quando a fração volumétrica tende para zero.

### 4.2.3 Viscosidade da Fase Dispersa

Como se sabe, nos escoamentos dispersos existe transporte de gotículas da fase dispersa (óleo), dentro da fase contínua (água). Contudo, o aglutinamento das gotículas proporciona variações na viscosidade da mistura. Sendo assim, a utilização de um modelo que possa prever a viscosidade com o aumento da concentração conduzirá a uma modelagem mais próxima do real. Neste trabalho, três modelos de viscosidades foram utilizados para prever o comportamento reológico dos escoamentos dispersos, sendo eles:



Modelo de Guth e Simba (1936) – este modelo considera a interação entre as gotículas e pode ser utilizado por uma gama mais alargada de concentração da fase dispersa (Xu, 2007; Kundu *et al.*, 2015).

$$n_r = 1 + 2.5\alpha_d + 14.1\alpha_d^2 \quad (4-16)$$

sendo  $n_r$  a viscosidade relativa dada por:

$$n_r = \frac{\mu}{\mu_d} \quad (4-17)$$

sendo  $\mu$  a viscosidade da mistura e  $\mu_d$  a viscosidade da fase dispersa.

Modelo de Brinkman (1952) – este modelo pode ser utilizado para altas concentrações da fase dispersa e supõem que a viscosidade relativa de uma suspensão de partículas não uniformes pode ser dada por (Kundu *et al.*, 2015; Sharma *et al.*, 2011):

$$n_r = (1 - \alpha_d)^{-2.5} \quad (4-18)$$

Modelo de Pal (2000) – propõem uma equação empírica que descreve dados experimentais de viscosidade para diferentes sistemas de emulsões abrangendo uma ampla gama de razão de viscosidade entre a fase dispersa e a fase contínua,  $4.1 \times 10^{-3}$  a  $1.17 \times 10^3$ , (Xu, 2007):

$$n_r^{-2.5} \left[ \frac{2n_r + 5k_r}{2 + 5k_r} \right]^{-2.5} = 1 - k_0\alpha_d \quad (4-19)$$

onde  $k_r$  é a razão de viscosidade entre a fase dispersa contínua e caso não tenha disponibilidade de dados experimentais, o parâmetro  $k_0$  torna-se igual a 1.35.

#### 4.2.4 Transferência de Momento Interfacial ( $F_m$ )

Para o escoamento padrão disperso,  $F_m$  é decomposto em vários componentes que são associados a diferentes mecanismos de transferência de quantidade de movimento através da interface (Kuzmin *et al.*, 2007; Lopez de Bertodano *et al.*, 1994). Na

modelagem Euler-Euler considera-se somente a força de arrasto  $F$ , que é, de fato, o mais importante mecanismo que exerce influência no sistema. Nos escoamentos bifásicos dispersos, devido à existência de movimento relativo de uma fase em relação a outra, muitos problemas podem ser analisados em termo das duas velocidades de escoamento (Ishii e Zuber, 1979). Contudo, a força de arrasto pode ser definida como:

$$F_{arraste,c} = F_{arraste,d} = \beta u_{desl}. \quad (4-20)$$

sendo  $\beta$  o coeficiente de força de deslizamento e a velocidade de deslizamento dada por:

$$u_{desl} = u_d - u_c \quad (4-21)$$

Para escoamentos diluídos o coeficiente  $\beta$  pode ser modelado como:

$$\beta = \frac{3\alpha_d \rho_c C_d}{4d_d} |u_{desl}| \quad (4-22)$$

onde  $d_d$  é o diâmetro da gotícula e  $C_d$  é o coeficiente de força de arrasto (*drag coefficient*) para o escoamento diluído.

#### 4.2.5 Correlações para o *Drag Coefficient*

Para a definição do *drag coefficient*,  $C_d$ , não existe uma equação universal que o determine, suas correlações são determinadas de forma empírica ou baseadas em modelagens analíticas com aplicações muito limitadas (Ishii e Zuber, 1979). Sendo assim, neste trabalho foram avaliados dois métodos para a determinação do  $C_d$  (Hou *et al.*, 2017; Liu e Li, 2018).

##### Relação de Schiller-Neumann

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re_p} (1 + 0.15Re_p^{0.687}) & Re_p < 1000 \\ 0.44 & Re_p < 1000 \end{cases} \quad (4-23)$$

onde  $Re_p$  é o Reynolds da partícula e pode ser definido como:

$$Re_p = \frac{d_d \rho_c |u_{dest}|}{\mu_c} \quad (4-24)$$

#### Relação de Haider-Levenspiel

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \left( 1 + A(S_p) Re_p^{B(S_p)} \right) + \frac{C(S_p)}{1 + \frac{D(S_p)}{Re_p}} \quad (4-25)$$

onde A, B, C e D são correlações empíricas dependentes da esfericidade da partícula. A esfericidade é definida como sendo o raio da partícula esférica de área superficial igual à partícula real sobre o raio de um volume esférico equivalente à área superficial da partícula não esférica considerada, sendo dada por:

$$0 < S_p = \frac{A_{esfera}}{A_{particula}} \leq 1$$

As correlações empíricas A, B, C e D podem ser definidas como:

$$A(S_p) = e^{2.3288 - 6.4581S_p + 2.4486S_p^2}$$

$$B(S_p) = 0.0964 + 0.5565S_p$$

$$C(S_p) = e^{4.905 - 13.8944S_p + 18.4222S_p^2 - 10.2599S_p^3}$$

$$D(S_p) = e^{1.4681 - 12.2584S_p + 20.7322S_p^2 - 15.8855S_p^3}$$

#### 4.2.6 Formulação Matemática para a Turbulência

Neste trabalho, foi utilizado o método RANS para a modelação de fluxos turbulentos. Como já comentado, nesta abordagem todas as funções dependentes do tempo são expressas como a soma de uma média temporal e de um componente flutuante. Por exemplo, a expressão para a velocidade dependente do tempo será (Michaelides, 2006):

$$u_i(t) = \bar{u}_i + u'_i(t) \quad (4-26)$$

Aplicando a decomposição de Reynolds à equação da continuidade e do momento de um campo de escoamento incompressível têm-se:

$$\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_i} = 0 \quad (4-27)$$

$$\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial t} + \bar{u}_j \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} = -\frac{\partial \bar{P}}{\rho_f \partial x_i} + u_f \frac{\partial^2 \bar{u}_i}{\partial x_j \partial x_j} - \frac{\partial \bar{u}'_i \bar{u}'_j}{\partial x_j} \quad (4-28)$$

Contudo, as equações da continuidade e do momento para o vetor de velocidade médio são idênticas às equações laminares correspondentes, exceto para a presença do último termo,  $\partial \bar{u}'_i \bar{u}'_j$  também chamado de tensor de tensão de Reynolds. Por causa disto, a modelagem turbulenta baseia-se na modelagem da tensão de Reynolds (Michaelides, 2006).

Sendo assim, inicialmente escreve-se uma equação de fechamento para a tensão de Reynolds de maneira análoga ao tensor de tensão laminar, usando o conceito de viscosidade turbulenta,  $\mu_T$ :

$$\frac{\partial (\bar{u}_i \bar{u}_j)}{\partial x_i} = -\frac{\mu_t}{\rho_f} \frac{\partial^2 \bar{u}_i}{\partial x_j \partial x_j} \quad (4-29)$$

Esse método é geralmente chamado de "aproximação de Boussinesq". Assim, a aplicação da abordagem RANS à turbulência, resulta numa expressão para a viscosidade turbulenta (Michaelides, 2006).

#### 4.2.6.1 Modelo da Turbulência: k-ε

Neste trabalho foi utilizado o modelo de duas equações, modelo k-ε, para o fechamento da viscosidade turbulenta. Este modelo é bastante utilizado nos escoamentos monofásico e bifásico conduzindo a bons resultados. Sendo assim, k é a energia cinética turbulenta dos componentes de flutuação,  $\frac{1}{2}u'_i u'_i$ , e ε a taxa de dissipação da energia turbulenta. Os efeitos da turbulência nas fases contínuas e dispersas podem ser modelados pela resolução da turbulência da mistura resultante das duas fases. Sendo assim, utiliza-

se o modelo k- $\varepsilon$  de duas equações, sendo o transporte de quantidade turbulenta baseado na velocidade da mistura:

$$u_m = \frac{\rho_c \alpha_c u_m + \rho_d \alpha_d u_m}{\rho} \quad (4-30)$$

e

$$\mu_m = \alpha_c \mu_c + \alpha_d \mu_d \quad (4-31)$$

Neste caso, o modelo é apropriado para escoamentos em que o tempo de relaxamento das partículas dispersas não é significativamente diferente da escala de tempo da turbulência. A equação de fechamento para a viscosidade turbulenta é dada por:

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (4-32)$$

onde  $C_\mu$  é uma constante obtida experimentalmente.

A turbulência do escoamento de duas fases é modelada pela resolução das equações de  $k$  e  $\varepsilon$ :

$$\rho \frac{\partial k}{\partial t} + \rho u_m \cdot \nabla k = \nabla \cdot \left( \left( \mu_m + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right) + P_k - \rho \varepsilon \quad (4-33)$$

$$\rho \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \rho u_m \cdot \nabla \varepsilon = \nabla \cdot \left( \left( \mu_m + \frac{\mu_T}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right) + C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{k} P_k - C_{\varepsilon 2} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} \quad (4-34)$$

onde  $C_{\varepsilon 1}$  e  $C_{\varepsilon 2}$  são constantes do modelo obtidas experimentalmente.

Sendo  $P_k$  o termo de geração de energia turbulenta e definido como:

$$P_k = \mu_T \left( \nabla u_m : (\nabla u_m + (\nabla u_m)^T) - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_m)^2 \right) - \frac{2}{3} \rho k \nabla \cdot u_m \quad (4-35)$$

O tensor de tensão de viscosidade para cada fase é definido como:

$$\tau_c = (\mu_c + \mu_T) \left( \nabla u_c + (\nabla u_c)^T - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_c) I \right) - \frac{2}{3} \rho_c k I \quad (4-36)$$

$$\tau_d = (\mu_d + \mu_T) \left( \nabla u_d + (\nabla u_d)^T - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_d) I \right) - \frac{2}{3} \rho_d k I \quad (4-37)$$

Para uma mistura turbulenta, a equação de transporte para a fase dispersa é dada por:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_d) + \nabla \cdot (\alpha_d u_d) = \nabla \cdot (D_{md} \nabla \alpha_d) \quad (4-38)$$

onde  $D_{md}$  é o coeficiente de difusão turbulenta e é definido a partir da viscosidade turbulenta da mistura de duas fases como:

$$D_{md} = \frac{\mu_T}{\rho \sigma_T} \quad (4-39)$$

onde  $\sigma_T$  é o número de Schimidt para uma partícula turbulenta. Na Tabela 4-1, têm-se os valores recomendados das constantes adimensionais para o modelo de duas equações  $k$ - $\varepsilon$ .

**Tabela 4-1:** Valores das constantes para o modelo de turbulência  $k$ - $\varepsilon$ .

Constante	Valor
$C_\mu$	0.09
$C_{\varepsilon 1}$	1.44
$C_{\varepsilon 2}$	1.92
$\sigma_\varepsilon$	1.3
$\sigma_k$	1.0
$\sigma_T$	0.35

#### 4.2.6.2 Modelação da Turbulência para as Fases

Assumindo que o escoamento turbulento das fases dispersas e contínuas pode ser modelado por meio da resolução da turbulência de cada fase separadamente usando dois conjuntos de equações  $k$ - $\varepsilon$ . As equações de fechamento para cada fase ficam:

$$\mu_{T,c} = \rho_c C_{\mu,c} \frac{k_c^2}{\varepsilon_c} \quad (4-40)$$

$$\mu_{T,d} = \rho_d C_{\mu,d} \frac{k_d^2}{\varepsilon_d} \quad (4-41)$$

e as equações de transporte das conhecidas turbulências para cada fase podem ser escritas como:

### **Fase contínua**

Equação da energia cinética turbulenta:

$$\rho_c \frac{\partial k_c}{\partial t} + \rho_c u_c \cdot \nabla k_c = \nabla \cdot \left( \left( \mu_c + \frac{\mu_{T,c}}{\sigma_{k,c}} \right) \nabla k_c \right) + P_{k,c} - \rho_c \varepsilon_c \quad (4-42)$$

Equação da viscosidade turbulenta:

$$\rho_c \frac{\partial \varepsilon_c}{\partial t} + \rho_c u_c \cdot \nabla \varepsilon_c = \nabla \cdot \left( \left( \mu_c + \frac{\mu_{T,c}}{\sigma_{\varepsilon,c}} \right) \nabla \varepsilon_c \right) + C_{\varepsilon 1,c} \frac{\varepsilon_c}{k_c} P_{k,c} - C_{\varepsilon 2,c} \rho_c \frac{\varepsilon_c^2}{k_c} \quad (4-43)$$

### **Fase dispersa**

Equação da energia cinética turbulenta:

$$\rho_d \frac{\partial k_d}{\partial t} + \rho_d u_d \cdot \nabla k_d = \nabla \cdot \left( \left( \mu_d + \frac{\mu_{T,d}}{\sigma_{k,d}} \right) \nabla k_d \right) + P_{k,d} - \rho_d \varepsilon_d \quad (4-44)$$

Equação da viscosidade turbulenta:

$$\rho_d \frac{\partial \varepsilon_d}{\partial t} + \rho_d u_d \cdot \nabla \varepsilon_d = \nabla \cdot \left( \left( \mu_d + \frac{\mu_{T,d}}{\sigma_{\varepsilon,d}} \right) \nabla \varepsilon_d \right) + C_{\varepsilon 1,d} \frac{\varepsilon_d}{k_d} P_{k,d} - C_{\varepsilon 2,d} \rho_d \frac{\varepsilon_d^2}{k_d} \quad (4-45)$$

A seguir, apresentam-se os termos de geração para a fase contínua, Equação 4-46, e para a fase dispersa, Equação 4-47:

$$P_{k,c} = \mu_{T,c} \left( \nabla u_c : (\nabla u_c + (\nabla u_c)^T) - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_c)^2 \right) - \frac{2}{3} \rho_c k_c \nabla \cdot u_c \quad (4-46)$$

$$P_{k,d} = \mu_{T,d} \left( \nabla u_d : (\nabla u_d + (\nabla u_d)^T) - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_d)^2 \right) - \frac{2}{3} \rho_d k_d \nabla \cdot u_d \quad (4-47)$$

Os tensores de tensão viscosa para as duas fases individualmente são, portanto, definidos como:

$$\tau_c = (\mu_c + \mu_{T,c}) \left( \nabla u_c + (\nabla u_c)^T - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_c) I \right) - \frac{2}{3} \rho_c k_c I \quad (4-48)$$

$$\tau_d = (\mu_d + \mu_{T,d}) \left( \nabla u_d + (\nabla u_d)^T - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_d) I \right) - \frac{2}{3} \rho_d k_d I \quad (4-49)$$

Para a turbulência de cada fase, o coeficiente de dispersão ( $D_{md}$ ) é modelado como uma média pesada em volume da respectiva difusividade turbulenta de cada fase.

$$D_{md} = \frac{1}{\sigma_{T,d}} \left( \alpha_c \frac{\mu_{T,c}}{\rho_c \sigma_{T,c}} + \alpha_d \frac{\mu_{T,d}}{\rho_d \sigma_{T,d}} \right) \quad (4-50)$$

Na Tabela 4-2, apresentam-se os valores recomendados das constantes adimensionais para o modelo de duas equações  $k$ - $\varepsilon$  para cada uma das fases.

**Tabela 4-2:** Valores das constantes para cada fase utilizados pelo modelo de turbulência  $k$ - $\varepsilon$ .

Constantes Fase contínua	Valor	Constantes Fase dispersa	Valor
$C_{\mu,c}$	0.09	$C_{\mu,d}$	0.09
$C_{\varepsilon 1,c}$	1.44	$C_{\varepsilon 1,d}$	1.44
$C_{\varepsilon 2,c}$	1.92	$C_{\varepsilon 2,d}$	1.92
$\sigma_{k,c}$	1.0	$\sigma_{k,d}$	1.0
$\sigma_{\varepsilon,c}$	1.3	$\sigma_{\varepsilon,d}$	1.3
-	-	$\sigma_{T,d}$	0.35

#### 4.2.7 Condição de Contorno

Considerando um fluxo de massa  $\dot{m}$  através de uma fronteira  $\Gamma$  que separa duas fases 1 e 2, para este caso, a conservação de massa requer (Rodriguez, 2011):

$$\dot{m} \equiv \rho_2 (u_2 - n') \cdot n = \rho_1 (u_1 - n') \cdot n \quad (4-51)$$

onde  $n$  é o vetor unitário e  $n'$  é a componente normal da velocidade na interface. Sendo a interface expressa por:

$$\Gamma(x, t) = 0 \quad (4-52)$$



com o vetor unitário normal direcionado da região onde  $\Gamma < 0$  para a região onde  $\Gamma > 0$ , tem-se:

$$n = \frac{\nabla\Gamma}{|\nabla\Gamma|} \quad \text{e} \quad n \cdot n' = -\frac{1}{|\nabla\Gamma|} \frac{\partial\Gamma}{\partial t} \quad (4-53)$$

Para  $\Gamma = 0$ , tem-se o caso de uma superfície impermeável,  $\dot{m} = 0$ . Sendo assim,  $n \cdot u = n \cdot n'$ , obtendo-se a seguinte condição de contorno cinemática:

$$\frac{\partial\Gamma}{\partial t} + u \cdot \nabla\Gamma = 0 \quad \text{em} \quad \Gamma = 0 \quad (4-54)$$

### 4.3 Formulação Matemática para o Escoamento Estratificado

A modelagem da interface, característica do escoamento estratificado, foi feita utilizando o modelo *Level-set*. Neste caso, para a interface usa-se a formulação para escoamento incompressível da equação de Navier-Stokes.

Considerando um domínio arbitrário  $\Omega$  dividido em dois subdomínios  $\Omega_1$  e  $\Omega_2$ , sendo  $\Omega_2 = \Omega/\Omega_1$ , a interface é definida como o limite,  $\Gamma$ , entre os subdomínios. A descrição do escoamento estratificado será feita assumindo a existência de dois fluidos, 1 e 2. A densidade e a viscosidade para um tempo fixo são dadas a seguir (Tornberg e Engquist, 2000):

$$(\rho(x), \mu(x)) = \begin{cases} (\rho_1, \mu_1) & \text{para } x \text{ fluido 1} \\ (\rho_2, \mu_2) & \text{para } x \text{ fluido 2} \end{cases} \quad (4-55)$$

onde  $x$  é um ponto na interface, em geral  $\rho_1 \neq \rho_2$  e  $\mu_1 \neq \mu_2$ , então  $\rho(x)$  e  $\mu(x)$  são descontínuas em cada interface que separa o fluido 1 e o fluido 2.

Na formulação *Level-set*, a interface é representada como o zero da função característica  $\phi$ , sendo o limite definido como (Olsson e Kreiss, 2005):

$$\Gamma = \{x \in \Omega | \phi(x, t) = 0\} \quad (4-56)$$

A função característica,  $\phi$ , vai de 0 a 1 através da interface,  $\Gamma$ , e é projetada para ter sinal positivo no fluido 1 e negativo no fluido 2:

$$\phi(x, t) = \begin{cases} +d(x, t) & x \in \Omega^- \\ 0 & x \in \Gamma \\ -d(x, t) & x \in \Omega^+ \end{cases} \quad (4-57)$$

onde

$$|\phi(x)| = d(x) = \min_{x_\Gamma \in \Gamma} (|x - x_\Gamma|) \quad (4-58)$$

em que  $|\phi(x)| > 0$  é um lado da interface e  $|\phi(x)| < 0$  é o outro lado e  $x_\Gamma$  é a posição da interface. A função *level set* é inicializada como uma função de distância, através da função característica de inicialização para o fluido 1, Equação 4-59, e para o fluido 2, Equação 4-60, (Olsson *et al.*, 2007; Olsson e Kreiss, 2005):

$$\phi_0 = \frac{1}{1+e^{x/\varepsilon_l}} \quad (4-59)$$

$$\phi_0 = \frac{1}{1+e^{-x/\varepsilon_l}} \quad (4-60)$$

onde  $\varepsilon_l$  é espessura da interface.

Para determinar a evolução da interface, a função *level-set* é advectada pelo escoamento conhecendo-se a velocidade do mesmo. A advecção é feita através da Equação 4-61 (Bilger *et al.*, 2017; Olsson e Kreiss, 2005; Tornberg e Engquist, 2000):

$$\frac{\partial \phi}{\partial t} + u \cdot \nabla \phi = 0 \quad (4-61)$$

resultando na Equação 4-62:

$$\phi(x, t) = \phi_0(x - ut) \quad (4-62)$$

Considerando a advecção para uma velocidade constante e assumindo as funções características de inicialização, quando ocorre uma perturbação  $\zeta(x)$  no sistema, tanto a perturbação quanto a velocidade são advectadas (Olsson *et al.*, 2007).

Introduzindo uma perturbação  $\zeta(x)$  resulta:

$$\phi(x, 0) = \phi_0(x) + \zeta(x) \quad (4-63)$$

A partir da perturbação a solução da Equação 4-62 será:

$$\phi(x, t) = \phi_0(x - ut) + \zeta(x - ut) \quad (4-64)$$

Portanto, durante a advecção a propriedade da função de distância característica da função *level-set* não é preservada. Para restaurar essa propriedade, um procedimento de reinicialização é aplicado como parte dos cálculos (Olsson *et al.*, 2007; Patel e Lakdawala, 2018; Tornberg e Engquist, 2000).

$$\phi_t + \nabla \cdot (\phi(1 - \phi)n) = \varepsilon_I \nabla \cdot ((\nabla \phi \cdot n)n) \quad (4-65)$$

No modelo *level-set* a função,  $\phi$ , é representada pela função Heaviside, sendo assim, a descontinuidade da densidade e da viscosidade sobre a interface é representada (Olsson e Kreiss, 2005):

$$\phi = \begin{cases} 0, & \phi_{sd} < -\varepsilon_I \\ \frac{1}{2} + \frac{\phi_{sd}}{2\varepsilon_I} + \frac{1}{2\pi} \sin\left(\frac{\pi\phi_{sd}}{\varepsilon_I}\right), & -\varepsilon_I \leq \phi_{sd} \leq \varepsilon_I \\ 1, & \phi_{sd} > \varepsilon_I \end{cases} \quad (4-66)$$

onde

$$|\phi_{sd}(x)| = d(x) = \min_{x_I \in \Gamma} (|x - x_I|) \quad (4-67)$$

Como referido, função conservativa *level-set* vai de 0 a 1, sendo que 0 representa a fase dispersa e 1 a fase contínua. Contudo, no modelo *level-set*, a localização da interface é definida através do isocontorno 0.5 de  $\phi$ .

As equações que descrevem esse escoamento multifásico imiscível são essencialmente as equações de Navier-Stokes para a conservação do momento e a equação da continuidade para a conservação de massa (Olsson *et al.*, 2007; Olsson e Kreiss, 2005; Tornberg e Engquist, 2000; Yap *et al.*, 2017).

$$\rho \left( \frac{\partial u}{\partial t} + (u \cdot \nabla) u \right) = -\nabla P + \nabla \cdot \left( \mu \left( (\nabla u + (\nabla u)^T) \right) \right) + \rho g + \sigma' k' \delta n + F \quad (4-68)$$

$$\nabla \cdot u = 0 \quad (4-69)$$

onde  $n$  é o vetor normal à interface,  $k'$  é a curvatura local,  $g$  é a aceleração gravitacional,  $\sigma'$  é a tensão superficial,  $\rho$  é a densidade,  $\mu$  é a viscosidade e  $\delta$  é uma medida do tipo de função delta Dirac com suporte na interface,  $\Gamma$ . A expressão  $\sigma k' \delta n$  determina a localização das forças de tensão interfacial. O produto das quantidades envolvidas determina a intensidade e a direção da força que, em qualquer ponto longo da interface, aponta para o centro da curvatura local (Patel e Lakdawala, 2018; Tornberg e Engquist, 2000).

Tanto a densidade quanto a viscosidade são também uma função *level-set* e definidas como:

$$\rho = \rho_1 + (\rho_2 - \rho_1)\phi \quad (4-70)$$

$$\mu = \mu_1 + (\mu_2 - \mu_1)\phi \quad (4-71)$$

onde  $\rho_1$  é a densidade do fluido 1,  $\rho_2$  é a densidade do fluido 2,  $\mu_1$  é a viscosidade do fluido 1 e  $\mu_2$  é a viscosidade do fluido 2.

### 4.3.1 Condição de Contorno

Para as condições de contorno, no método *level-set*, consideram-se todas as interfaces como uma parede e aplica-se a condição de não deslizamento tanto nas paredes quanto nas interfaces. Na curvatura média a função auxiliar  $\phi$  é dada por (Khalloufi *et al.*, 2016; Olsson *et al.*, 2007; Shaikh *et al.*, 2018):

$$k' = -\nabla \cdot \frac{\nabla \phi}{|\nabla \phi|} \quad (4-72)$$

Neste método, o fluido 1 corresponde ao domínio  $\phi < 0.5$ , e o fluido 2  $\phi > 0.5$ .

No que se refere à modelagem da turbulência, foi feita por meio do método RANS, utilizando o modelo k- $\epsilon$ , igual à modelagem da turbulência no modelo Euler-Euler (COMSOL Multiphysics, 2013).

#### 4.4 Modelo Numérico para Resolução do Sistema de Equações

Em sistemas que apresentam domínio com geometrias complexas, a solução do problema de forma analítica não se aplica, sendo assim necessário recorrer a métodos numéricos. Ao utilizar o FEM, discretiza-se o domínio espacial e representa-o por uma união de um número finito de elementos e resolve-se, não o problema original, mas um que lhe é associado conhecido como forma fraca (Ravachol, 1997; Vázquez *et al.*, 2004). Diversos problemas são apresentados na forma da equação de Poisson, Equação 4-73, á qual, aplicando-se uma condição de Dirichlet homogênea se chega ao problema de Dirichlet homogêneo (Wang e Ye, 2013) e mais fácil de resolver.

$$-\nabla u_p = f(x, y) \quad em \Omega \quad (4-73)$$

$$sendo u_p = 0 \quad em \partial\Omega$$

Para um problema bidimensional, definindo o espaço de funções  $V_S = \{v_S : \mathbb{R}^2 \rightarrow \mathbb{R}; \text{onde } v_S \text{ é uma função contínua em } \Omega, \text{ e } v_S = 0 \text{ em } \partial\Omega\}$ , multiplicando a equação de Poisson, Equação 4-73, por uma função qualquer de  $V_S$  e integrando sobre o domínio  $\Omega$  tem-se:

$$-v_S \cdot \Delta u_p = v_S \cdot f \quad \Rightarrow \quad -\int_{\Omega} v_S \cdot \Delta u_p dV_S = \int_{\Omega} v_S \cdot f dV_S \quad (4-74)$$

Reescrevendo a equação de forma mais conveniente usando a fórmula de Green chega-se à Equação 4-75:

$$\int_{\Omega} div \psi dV_S = \int_{\partial\Omega} \langle \psi, n \rangle ds \quad (4-75)$$

onde  $n$  representa o vetor unitário normal a  $\partial\Omega$ ,  $\langle \psi, n \rangle$  indica um produto escalar dos vetores  $\psi$  e  $n$ . Desenvolvendo a equação para  $n$  igual a 2 e aplicando o Teorema para o campo dos vetores  $a$  e  $\xi$ :

$$a(x, y) = \left( \varrho \cdot \frac{\partial h}{\partial x}, 0 \right) \quad \backslash \quad (4-76)$$

$$\xi(x, y) = \left( 0, \varrho \cdot \frac{\partial h}{\partial y} \right) \quad (4-77)$$

sendo as funções  $\varrho, h$  definidas em  $\mathbb{R}^2 \rightarrow \mathbb{R}$  e considerando que o vetor unitário é  $n = (n_1, n_2)$ ,  $a$  e  $\xi$  ficam, respetivamente:

$$\int_{\Omega} \left( \varrho \cdot \frac{\partial^2 h}{\partial x^2} + \frac{\partial \varrho}{\partial x} \frac{\partial h}{\partial x} \right) dV_S = \int_{\partial\Omega} \varrho \cdot \frac{\partial h}{\partial x} \cdot n_1 ds \quad (4-78)$$

$$\int_{\Omega} \left( \varrho \cdot \frac{\partial^2 h}{\partial y^2} + \frac{\partial \varrho}{\partial y} \frac{\partial h}{\partial y} \right) dV_S = \int_{\partial\Omega} \varrho \cdot \frac{\partial h}{\partial y} \cdot n_2 ds \quad (4-79)$$

Somando as Equações 4-78 e 4-79 e reagrupando, obtém-se a fórmula de Green que satisfazendo a condição de Dirichlet homogênea conduz a:

$$- \int_{\Omega} \varrho \cdot \Delta h dV_S = \int_{\Omega} \langle \text{grad } \varrho, \text{grad } h \rangle dV_S \quad (4-80)$$

Considerando  $\varrho = v_S$  e  $h = u_P$  tem-se:

$$\int_{\Omega} v_S \cdot f dV_S = \int_{\partial\Omega} \langle \text{grad } v_S, \text{grad } u_P \rangle f dV_S \quad \forall v_S \in V_S \quad (4-81)$$

Esta equação acrescida da condição de Dirichlet homogênea formam a formulação fraca do problema bidimensional e, neste caso, o espaço de soluções pode ter dimensões infinitas. Contudo, este é um problema contínuo e deve ser aproximado por um problema discreto cuja solução esteja em um espaço de soluções finitas (Wang e Ye, 2013).

A discretização do problema é feita dividindo o domínio em células triangulares. Entretanto, nem todo domínio aceita essa divisão na proximidade da fronteira. Sendo assim, o domínio  $\Omega$  é aproximado por  $\Omega_d$ , cuja fronteira é uma curva poligonal (formada por uniões finitas de segmentos de reta). A discretização deve cumprir as seguintes

condições: todos elementos (triângulos) devem formar  $\Omega_d$ , que aproxima  $\Omega$ ; não pode haver sobreposição dos elementos e os vértices de um elemento nunca devem estar no lado do outro elemento.

Para discretizar o problema em fronteira fraca, o espaço  $V_S$  também deve ser aproximado por um espaço finito:

$$V_d = \{v_S; v_S \text{ é contínuo em } \Omega_d, v_S \text{ é linear em cada elemento e } v_S = 0 \text{ em } \partial\Omega_d\}$$

O problema aproximado fica:

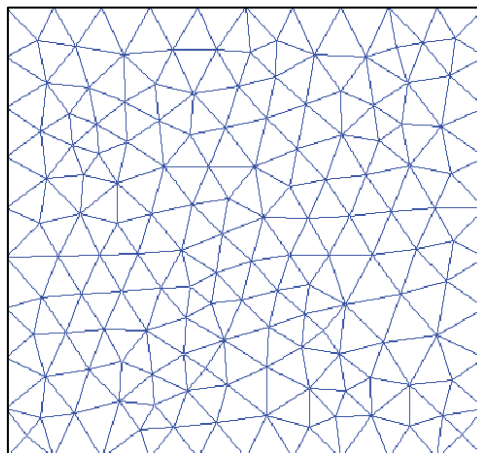
$$\int_{\Omega_d} \langle \text{grad } v_S, \text{grad } v_d \rangle dV_S = \int_{\Omega_d} v_S \cdot f dV_S \quad \forall v_S \in V_d \quad (4-82)$$

Fazendo as manipulações numéricas das funções de base  $V_d$  tem-se:

$$\sum_{j=1}^N \alpha_j \int_{\Omega_d} \langle \text{grad } \phi_j, \text{grad } \phi_j \rangle dV_S = \int_{\Omega_d} \phi_j \cdot f dV_S \quad (4-83)$$

onde  $\alpha_j$  é uma base no espaço  $V_d$ ,  $\phi_j$  é uma solução particular de  $V_S$  e  $\phi_i$  é uma solução particular de  $V_d$ .

Na Figura 4-1, o domínio  $\Omega$  foi discretizado em 2D, neste caso todos os elementos são triângulos com três nós que são compartilhados com outros triângulos.



**Figura 4-1:** Método dos elementos finitos com discretização triangular em 2D.

Alguns fatores devem ser levados em consideração ao analisar a precisão de uma solução em formulações fracas como, por exemplo, a necessidade de técnicas eficientes

de estabilização quando as formulações fracas são aplicadas aos escoamentos que utilizam as equações de Navier-Stokes, além do refinamento da malha para obter melhores resultados (Wang e Ye, 2013).

Neste trabalho foram efetuadas simulações utilizando discretizações do domínio geométrico em 2D e 3D, que serão abordadas com maior detalhe. Devido à maior quantidade de nós necessários para a discretização em 3D, as simulações discretizadas neste domínio necessitam de elevados esforços computacionais.



## 5. Resultados e Discussão

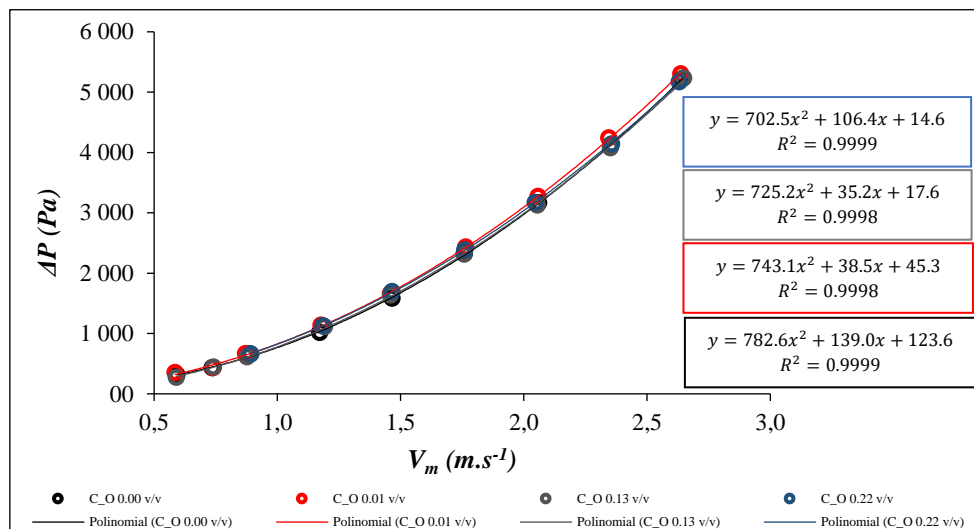
Nesta seção, os resultados obtidos nos testes experimentais e simulados, para os padrões de escoamento disperso e estratificado, serão apresentados e discutidos. Como já mencionado, os experimentos foram realizados em uma unidade piloto projetada para estudos de escoamento de sistemas multifásicos, a qual é composta de uma seção de teste feita de condutas horizontais, onde, para os fluidos de teste, foram utilizadas a parafina líquida e a água. Portanto, foi possível adquirir dados de queda de pressão, caudais, temperatura e imagens fotográficas dos escoamentos, assim como amostras das misturas em posições equidistantes ao longo do diâmetro vertical da conduta. Obtiveram-se também dados brutos da Tomografia de Impedância Elétrica (EIT), com base nos quais se fez a reconstrução de imagens da distribuição de fases na seção reta da conduta durante os escoamentos, assim como foi possível obter os perfis de concentração volumétrica de óleo, 1D, ao longo do diâmetro vertical da seção reta da conduta. Todos os testes foram monitorados para uma temperatura média de  $25\pm 0.3^{\circ}\text{C}$ . As simulações foram realizadas utilizando o programa COMSOL Multiphysics versão 5.3 para os escoamentos dispersos e versão 4.4 para os escoamentos estratificados.

Os resultados serão apresentados a seguir ajustados em duas seções, uma dedicada ao padrão de escoamento disperso e outra ao padrão estratificado. Em cada seção efetuar-se-á a comparação entre resultados simulados e experimentais.

### 5.1 Escoamento Disperso

Para a obtenção dos dados experimentais do escoamento disperso, o sistema operava em regime fechado e os fluidos eram injetados juntos na seção de teste. Os testes foram realizados para as concentrações do óleo de 0.01, 0.13 e 0.22 v/v e as velocidades da mistura variando entre 0.9 e 2.6  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ .

Na Figura 5-1, encontram-se os valores experimentais de queda de pressão ( $\Delta P$ ) em função da velocidade da mistura ( $V_m$ ) para o escoamento monofásico com água pura, e para os escoamentos bifásicos (óleo/água), para as concentrações do óleo especificadas acima. As curvas obtidas para os escoamentos das misturas (Figura 5-1) apresentaram tendências muito próximas da curva para o escoamento de água pura. Tais resultados mostram que o efeito de lubrificação da parede causado pela presença do óleo na mistura impediu que a queda de pressão aumentasse com o aumento da concentração de óleo, apresentando características semelhantes às do escoamento monofásico.



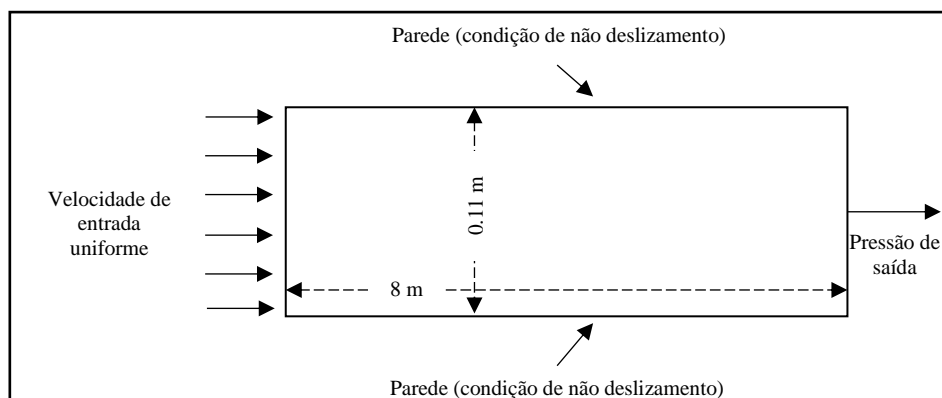
**Figura 5-1:** Queda de pressão ( $\Delta P$ ) em função da velocidade da mistura ( $V_m$ ) para os escoamentos de água pura e da dispersão óleo/água ( $c_o$  – concentração volumétrica de óleo).

### 5.1.1 Simulação do Escoamento Disperso

As simulações numéricas desenvolvidas para o escoamento disperso foram feitas usando o modelo Euler-Euler implementado no programa COMSOL Multiphysics versão 5.3 e foram realizadas em geometria 2D, face à existência de simetria axial. Nessas simulações, foram consideradas as seguintes hipóteses: escoamento permanente, turbulento, incompressível, isotérmico e sem transferência de massa entre as fases. Como valores de entrada, foram requeridas a rugosidade da parede da conduta ( $10^{-6}$  m), as concentrações volumétricas médias da água e do óleo e as velocidades de entrada dos fluidos, além das propriedades dos fluidos: densidade da água ( $999.8 \pm 1$  kg.m<sup>-3</sup>) e do óleo ( $843 \pm 1$  kg.m<sup>-3</sup>), viscosidades da água ( $0.9 \pm 0.01$  mPa.s) e do óleo ( $24 \pm 0.1$  mPa.s) e o diâmetro das gotas (Seção 3.5). As simulações foram realizadas utilizando duas correlações para calcular o *drag coefficient*, Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel, e

três equações para calcular a viscosidade, Guth e Simba (1936), Brakman (1952) e Pal (2000), como indicado na Seção 4.2.

A definição da geometria (diâmetro interno de 0.11m, comprimento de 8m), Figura 5-2, e a criação da malha foram feitas no próprio *software* do programa COMSOL Multiphysics versão 5.3.



**Figura 5-2:** Geometria utilizada para a simulação numérica do escoamento disperso.

As condições de contorno aplicadas para as simulações deste escoamento encontram-se na Tabela 5-1.

**Tabela 5-1:** Condições de contorno aplicadas nas simulações do escoamento disperso.

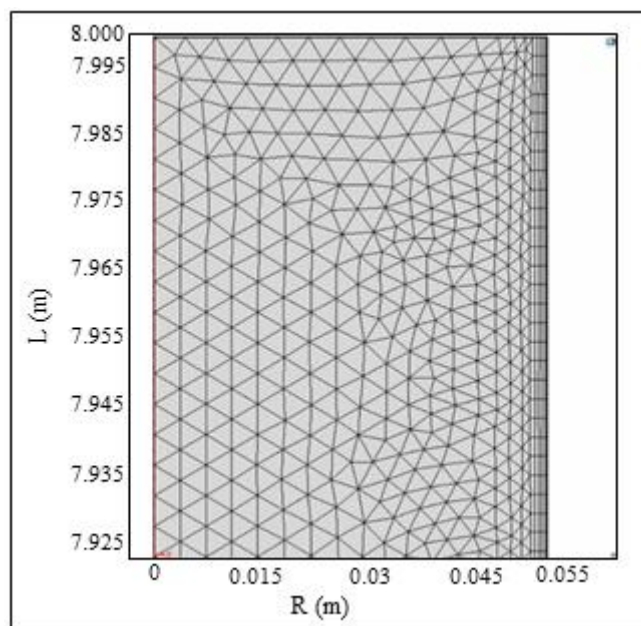
Tipo	Condições de Contorno
Entrada	Velocidade da mistura
Saída	Pressão igual a zero Energia cinética turbulenta igual a zero Taxa de dissipação turbulenta igual a zero
Parede	<i>No slip</i> (não deslizamento)

Tratando-se de uma geometria simples com domínio simétrico, utilizou-se uma malha estruturada triangular com refino nas paredes (Figura 5-3). A definição da malha de elementos finitos ótima foi feita através de sucessivos refinamentos, sendo a queda de pressão o parâmetro de controle. As simulações para definir a malha ótima foram feitas para a concentração do óleo de 0.01 v/v e velocidades de mistura de 0.9 e 2.6 m.s<sup>-1</sup>, sendo o valor da queda de pressão experimental de 83.3 e 671.1 Pa.m<sup>-1</sup>, respectivamente. A síntese dos resultados obtidos neste estudo para as duas velocidades da mistura (0.9 e 2.6 m.s<sup>-1</sup>) encontra-se na Tabela 5-2.

A partir dos resultados apresentados na Tabela 5-2 para o estudo de independência da malha, ficou claro que a queda de pressão simulada estabilizou na malha com 91371 elementos. Sendo assim, para todas as simulações feitas para o escoamento disperso, foi utilizada a malha com um número de elementos de 91371 (Figura 5-3).

**Tabela 5-2:** Resultados do estudo de independência da malha (concentração do óleo de 0.01 v/v).

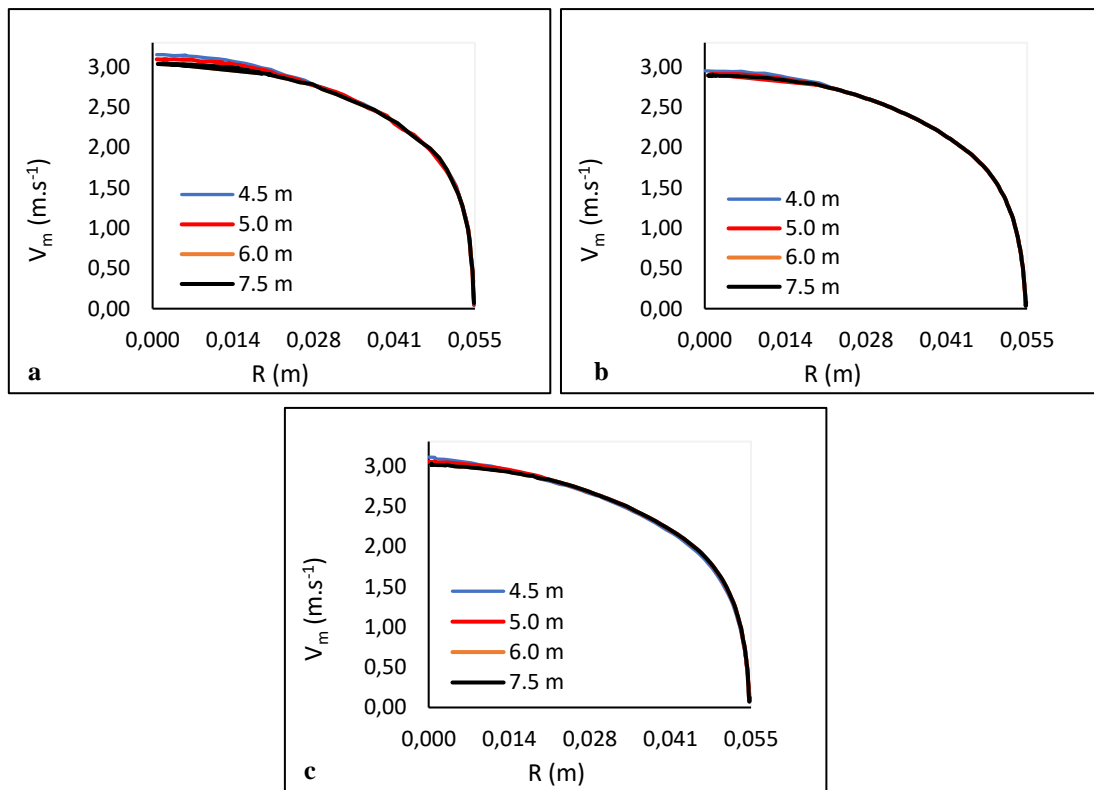
$V_m$ ( $m.s^{-1}$ )	Número de elementos	$\Delta P_{sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Erro  (%)
0.9	91371	75.2	9.7
	113256	75.5	9.4
	122630	75.5	9.4
2.6	91371	513.7	23.4
	113256	513.9	23.4
	122630	513.9	23.4

**Figura 5-3:** Malha com 91371 elementos refinada para as simulações do escoamento disperso. L é o comprimento e R é o raio da conduta.

### 5.1.1.1 Perfis de Velocidade

A garantia que a simulação corresponde a uma zona da conduta onde o escoamento já tinha atingido a estabilidade foi confirmada através da análise da velocidade radial das misturas ao longo do comprimento da conduta. Portanto, os resultados apresentados neste estudo correspondem a uma posição na conduta para a qual o perfil de velocidade se torna constante, ou seja, o estado estacionário foi alcançado. A estabilidade hidrodinâmica foi alcançada, em todos os casos simulados, após seis metros da entrada da conduta. Na Figura 5-4, foram plotadas as velocidades simuladas, em função do raio da conduta, para uma velocidade da mistura de  $2.6 m.s^{-1}$  e concentrações do óleo de 0.01 v/v (Figura 5-4 (a)), 0.13 v/v (Figura 5-4 (b)) e 0.22 v/v (Figura 5-4 (c)). Nestas simulações, foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o

*drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. Confirma-se pela análise dos perfis simulados que após 6m de seção da entrada os perfis atingiram a estabilidade, sendo coincidentes com os obtidos para 7.5 m de distância da entrada. As imagens dos perfis radiais restantes estão apresentadas no Anexo 5 – A.



**Figura 5-4:** Perfil radial de velocidade da mistura simulado para o escoamento disperso. Velocidade média de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e concentração de óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Foi utilizada a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.

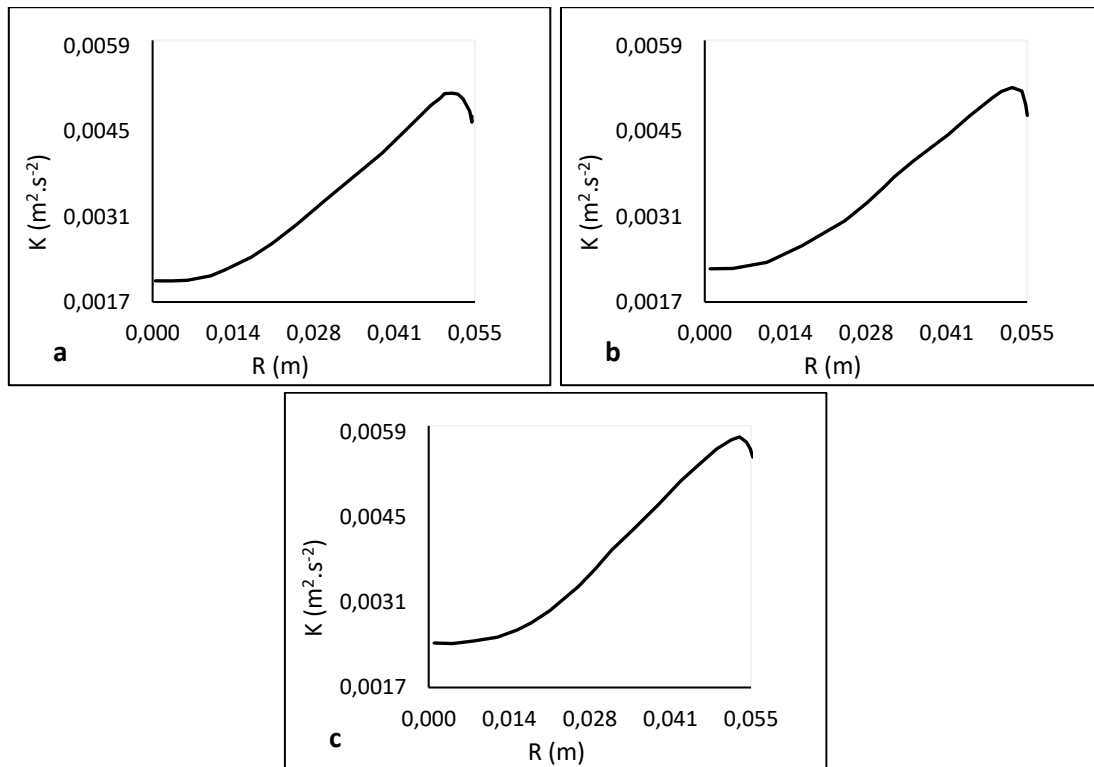
#### 5.1.1.2 Perfis de Turbulência

Nesta seção, serão apresentados os resultados obtidos para a energia cinética turbulenta e a taxa de dissipação turbulenta. Inicialmente serão analisados os perfis radiais comparando as influências da concentração do óleo, da velocidade da mistura e das equações utilizadas para o cálculo do *drag coefficient* e da viscosidade. Em seguida, os valores máximos da energia cinética turbulenta e da taxa de dissipação turbulenta, obtidos em cada simulação, serão analisados com mais detalhe. No que se refere às equações usadas no modelo de escoamento para descrever o *drag coefficient* e a viscosidade da mistura, apenas se apresentam os resultados para as combinações das seguintes equações: Schiller-Neumann (*drag coefficient*) e Guth e Simba (1936), viscosidade; Schiller-

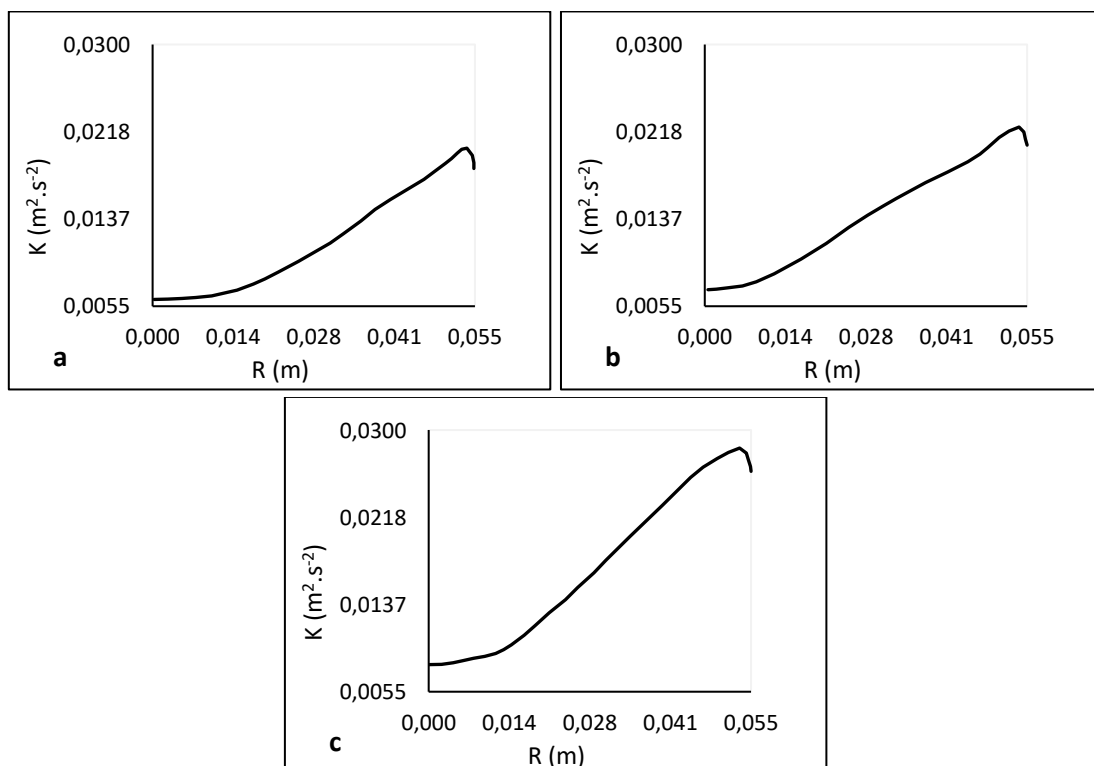
Neumann (*drag coefficient*) e Pal (2000), viscosidade; Haider-Levenspiel (*drag coefficient*) e Guth e Simba (1936), viscosidade, e Haider-Levenspiel (*drag coefficient*) e Pal (2000), viscosidade. Os resultados para a combinação Schiller-Neumann (*drag coefficient*) e Brakman (1952), viscosidade, são apresentados no Anexo 5 – B. A escolha dos resultados aqui apresentados prende-se por um lado com o fato dos perfis da turbulência serem pouco influenciados pela combinação de equações usadas, tendo-se optado por apresentar as combinações que conduziram a melhores resultados para a queda de pressão calculada, como se descreverá à frente.

#### Energia cinética turbulenta para o escoamento disperso

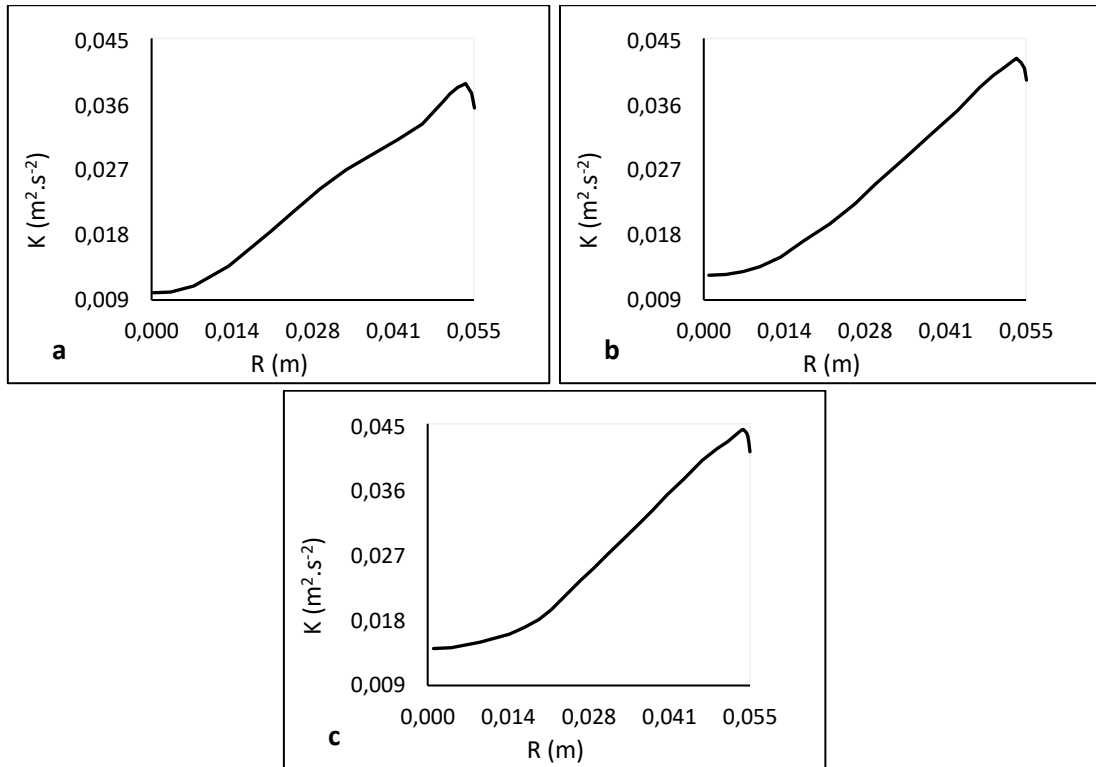
Nas Figuras 5-5 a 5-16, apresentam-se os perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso para as velocidades da mistura de 0.9, 1.8 e 2.6  $\text{m.s}^{-1}$ , respetivamente, e para as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Nestas situações, para o cálculo do *drag coefficient*, utilizou-se a correlação de Schiller-Neumann e, para o cálculo da viscosidade, as equações de Pal (2000), Figuras 5-5, 5-6 e 5-7, e de Guth e Simba (1936), Figuras 5-8, 5-9 e 5-10. Os perfis apresentaram curvas parabólicas com valores mínimos de  $k$  no centro da conduta e máximos, com uma posterior queda, próximo à parede. Tanto o aumento da concentração de óleo quanto da velocidade da mistura levou ao aumento de  $k$ , sendo que o efeito da concentração foi mais notório no centro da conduta. Comparando os perfis obtidos para o conjunto de equações apresentado acima com os perfis obtidos para simulações utilizando a correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* e para o cálculo da viscosidade as equações de Pal (2000), Figuras 5-11, 5-12 e 5-13, e de Guth e Simba (1936), Figuras 5-14, 5-15 e 5-16, nota-se que os perfis seguiram uma mesma tendência e este comportamento pode ser observado em todas as situações analisadas neste estudo, as quais podem ser vistas no Anexo 5 – B.



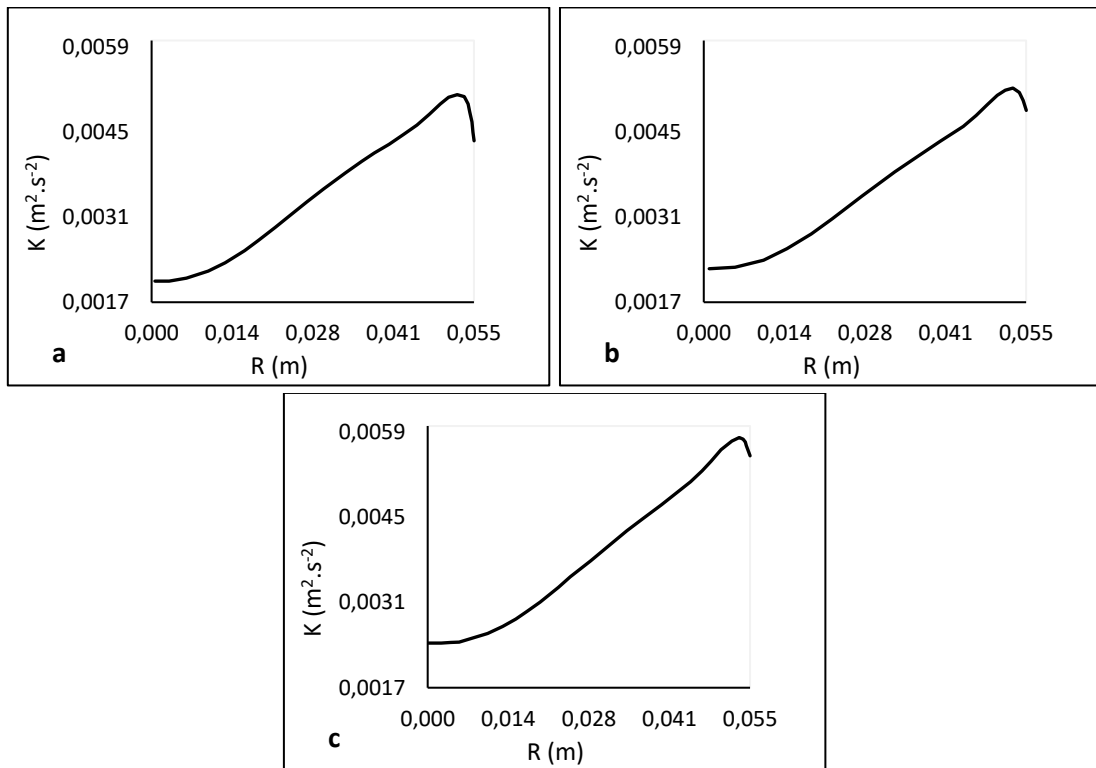
**Figura 5-5:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



**Figura 5-6:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.

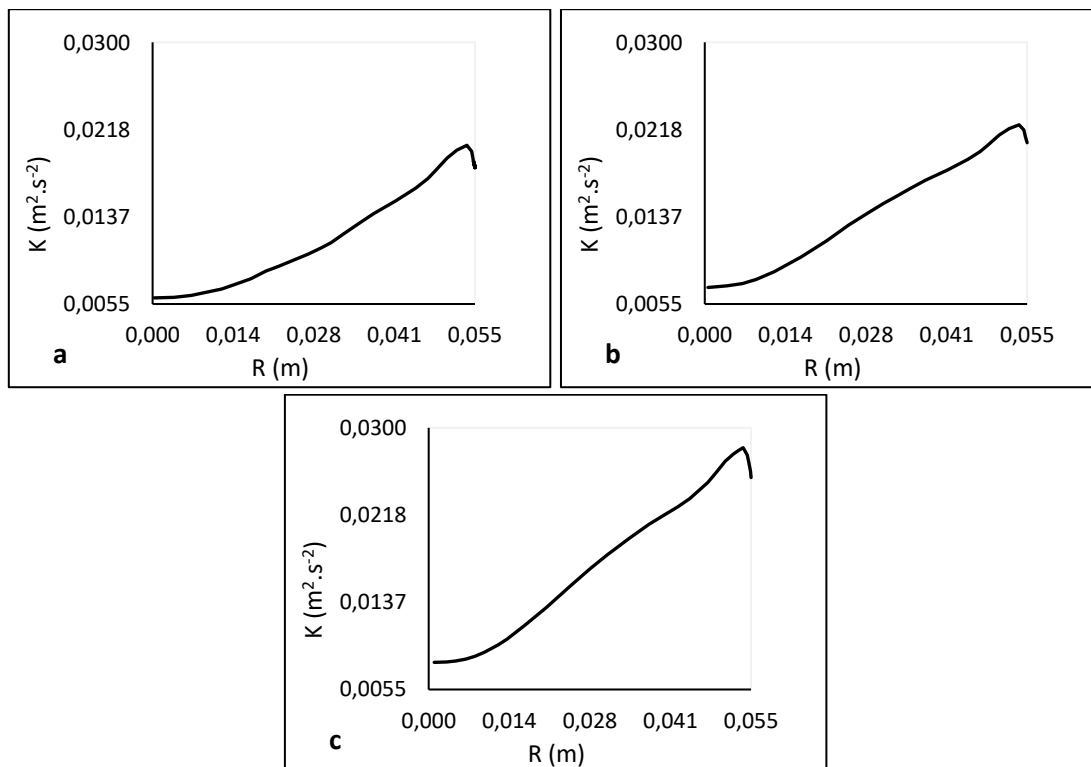


**Figura 5-7:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.

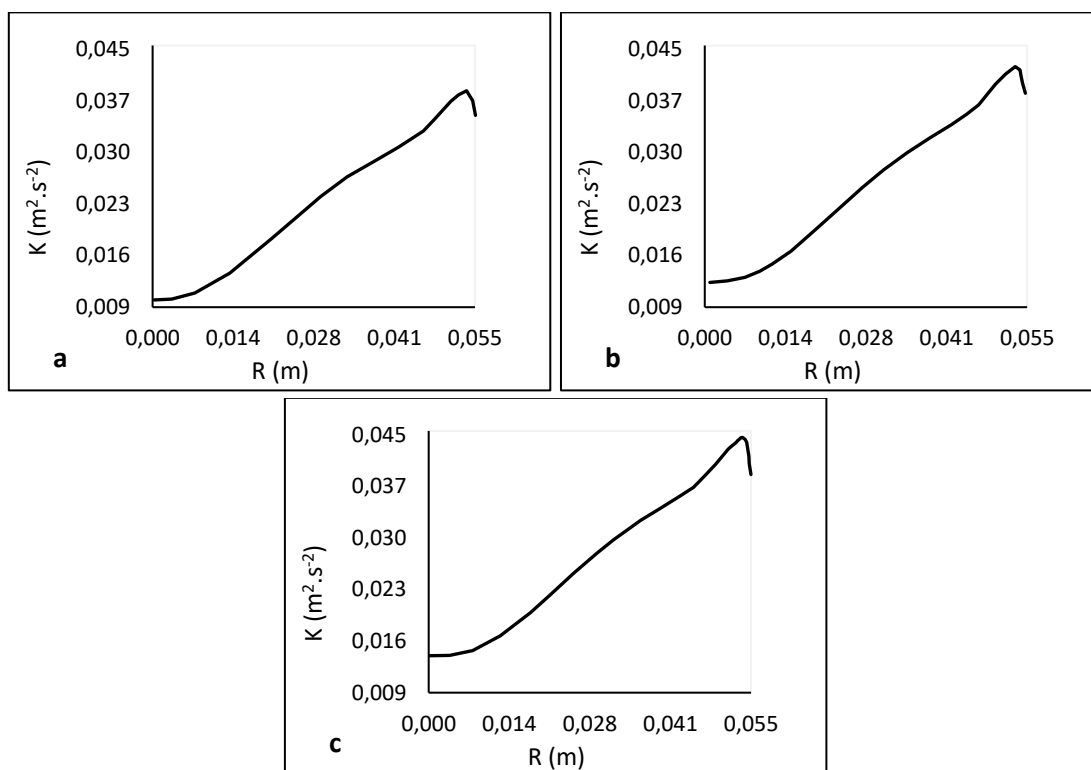


**Figura 5-8:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.

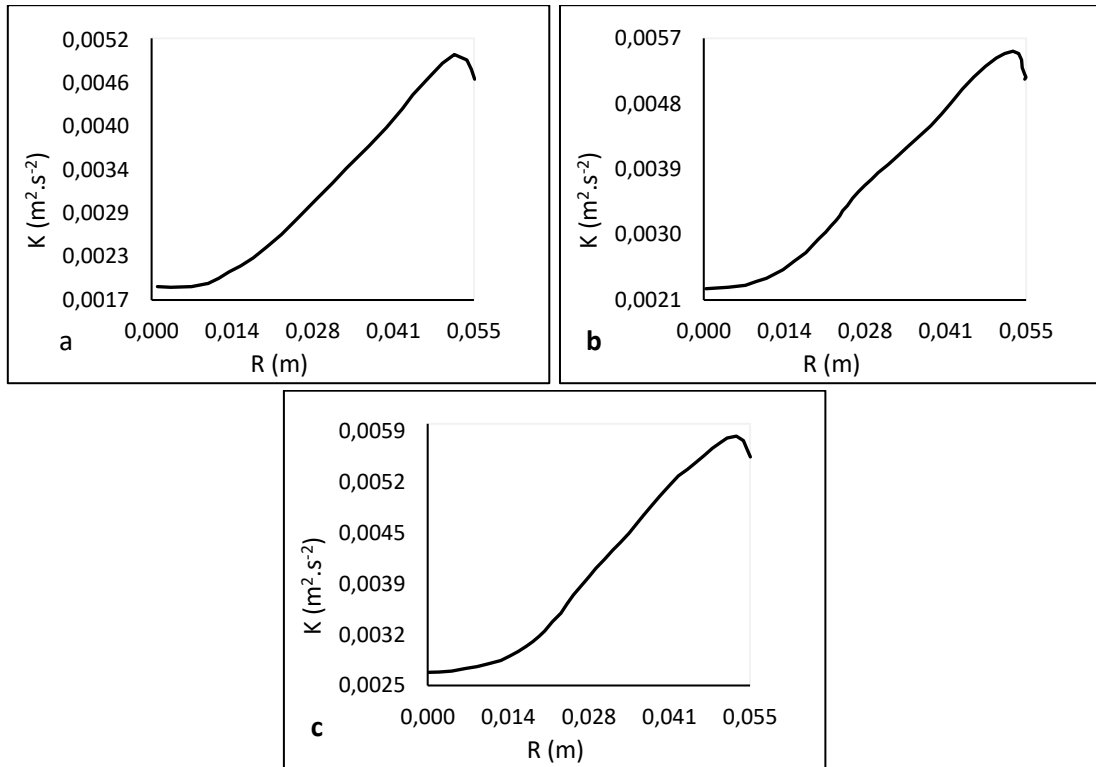




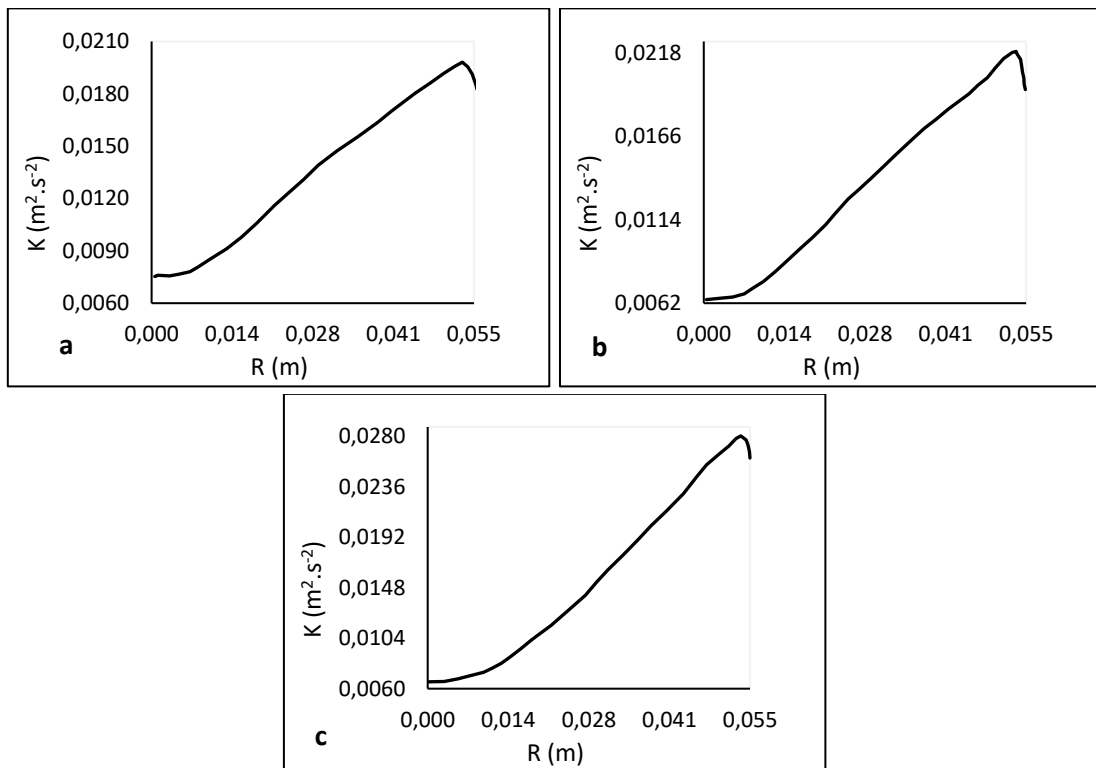
**Figura 5-9:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



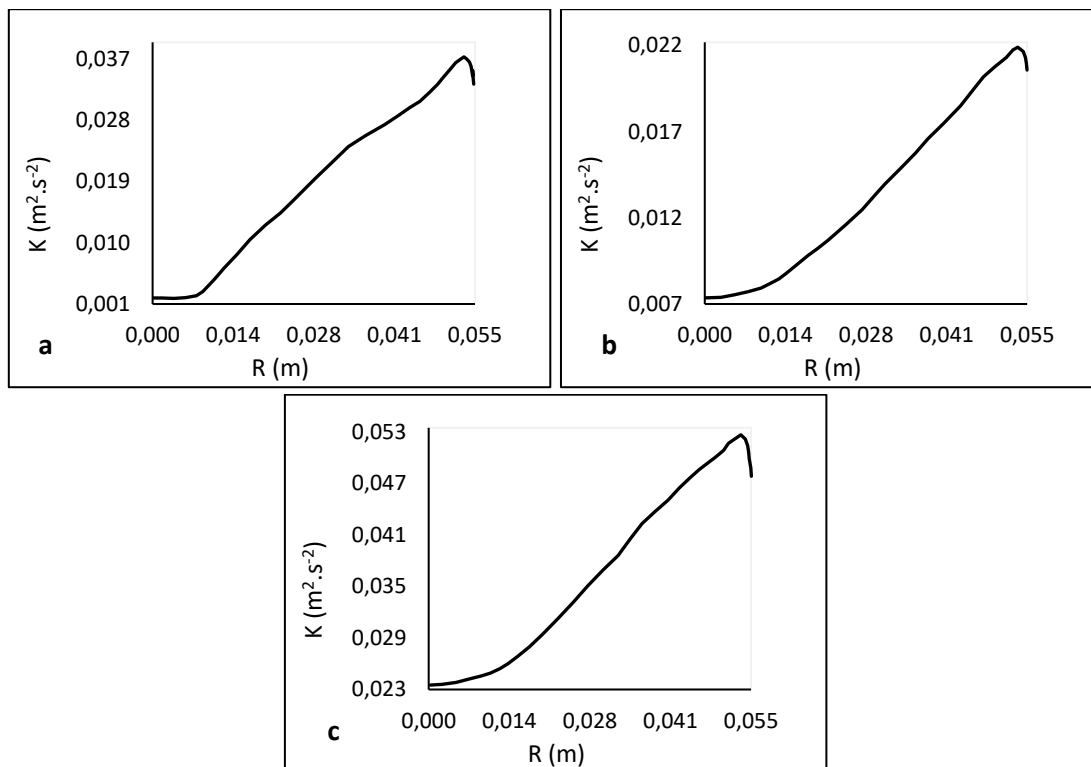
**Figura 5-10:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



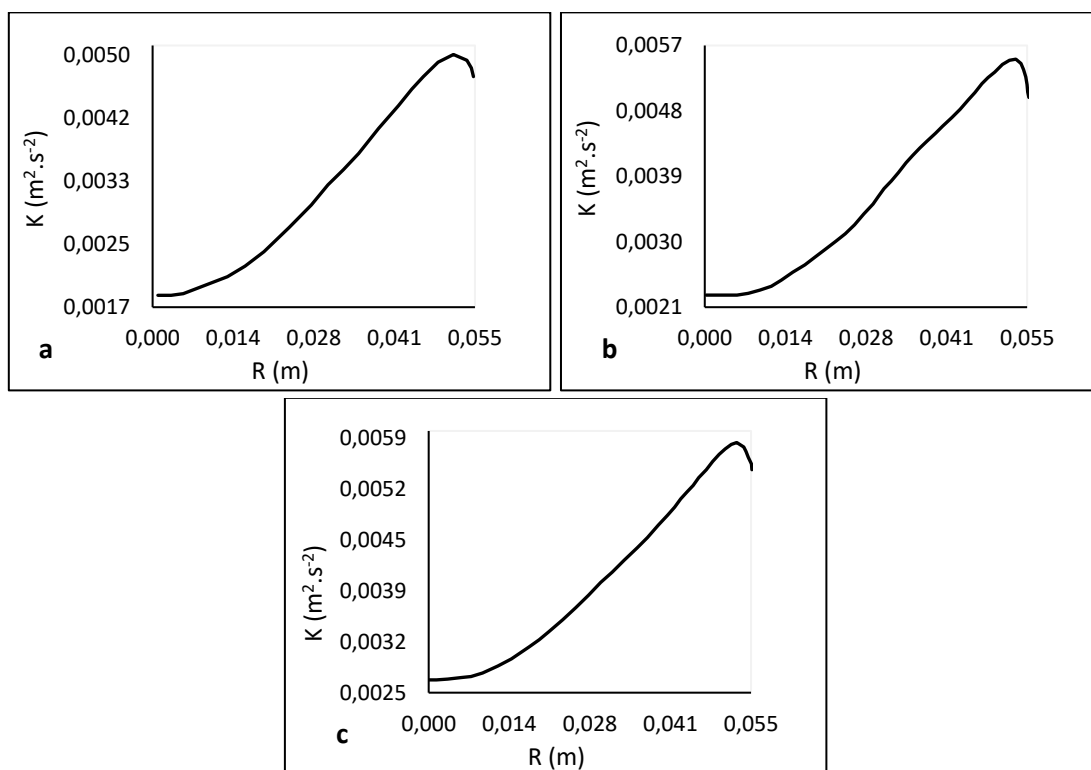
**Figura 5-11:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



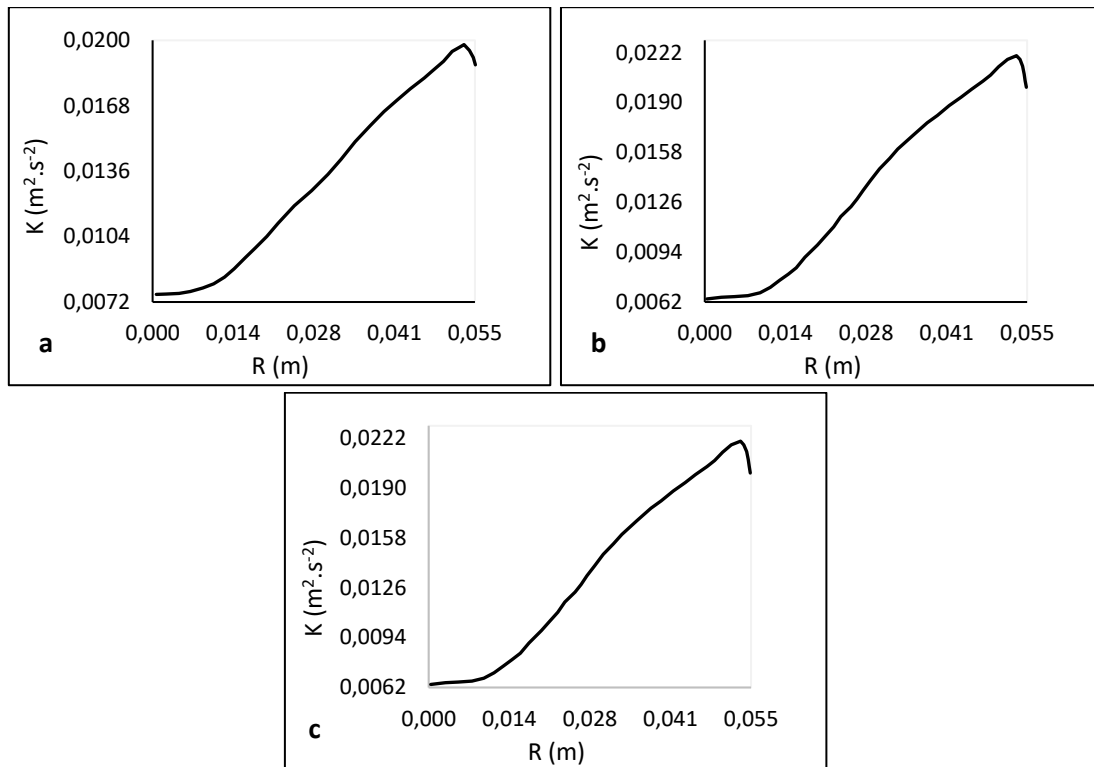
**Figura 5-12:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



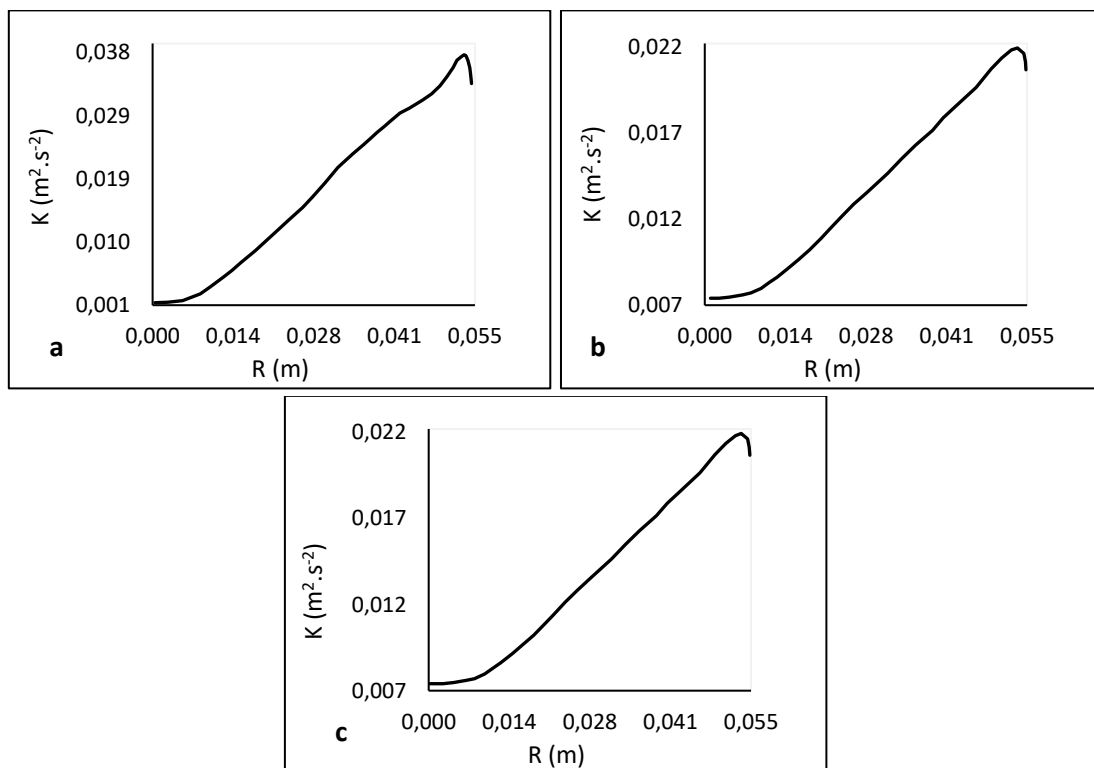
**Figura 5-13:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



**Figura 5-14:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



**Figura 5-15:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



**Figura 5-16:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.

Nas Tabelas 5-3, 5-4 e 5-5, encontram-se os valores máximos de  $k$  obtidos próximo à parede da conduta para todas as simulações realizadas. Para o cálculo do *drag coefficient* foram utilizadas as correlações de Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel e para o cálculo da viscosidade foram utilizadas as equações de Guth e Simba (1936) e Pal (2000). As simulações foram realizadas para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01, 0.13 e 0.22 e diferentes velocidades da mistura. Os aumentos da velocidade e da concentração volumétrica do óleo levaram também ao aumento de  $k$  para todas as combinações das equações, confirmando os resultados obtidos nos perfis radiais de  $k$  (Figuras de 5-5 a 5-16). As várias combinações das correlações não influenciaram o valor de  $k$  para as concentrações do óleo mais baixas e para as velocidades da mistura de 0.9 e 1.8  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ . Contudo, para a velocidade mais alta os valores foram sempre diferentes entre si e dependentes da correlação usada. A escolha da equação usada para a viscosidade parece ter uma maior influência no valor de  $k$  obtido.

**Tabela 5-3:** Valores máximos da energia cinética turbulenta obtidos próximo à parede da conduta para as simulações feitas para o escoamento disperso óleo/água com concentração do óleo de 0.01 v/v.

$V_m$ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	Schiller-Neumann		Haider-Levenspiel	
	Guth e Simba (1936)	Pal (2000)	Guth e Simba (1936)	Pal (2000)
	$k$ ( $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-2}$ )	$k$ ( $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-2}$ )	$k$ ( $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-2}$ )	$k$ ( $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-2}$ )
0.9	0.0051	0.0051	0.0051	0.0051
1.2	0.0054	-	-	-
1.5	0.0065	-	-	-
1.8	0.0200	0.020	0.020	0.020
2.1	0.0280	-	-	-
2.3	0.0320	-	-	-
2.6	0.0380	0.0460	0.038	0.0460

**Tabela 5-4:** Valores máximos da energia cinética turbulenta obtidos próximos à parede da conduta para as simulações feitas para o escoamento disperso óleo/água com concentração do óleo de 0.13 v/v.

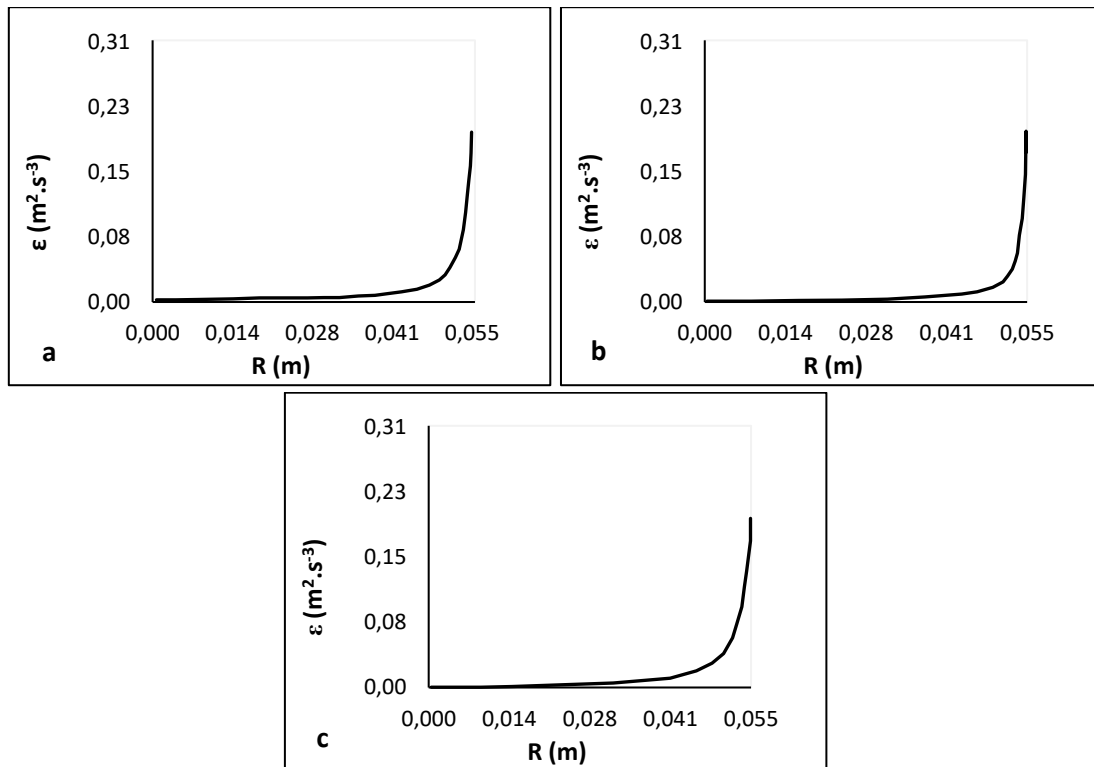
$V_m$ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	Schiller-Neumann		Haider-Levenspiel	
	Guth e Simba (1936)	Pal (2000)	Guth e Simba (1936)	Pal (2000)
	$k$ ( $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-2}$ )	$k$ ( $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-2}$ )	$k$ ( $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-2}$ )	$k$ ( $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-2}$ )
0.9	0.0055	0.0055	0.0055	0.0055
1.2	0.0070	-	-	-
1.5	0.0180	-	-	-
1.8	0.0220	0.0220	0.0220	0.0220
2.1	0.0320	-	-	-
2.3	0.0360	-	-	-
2.6	0.0420	0.0480	0.0420	0.0480

**Tabela 5-5:** Valores máximos da energia cinética turbulenta obtidos próximos à parede da conduta para as simulações feitas para o escoamento disperso óleo/água com concentração do óleo de 0.22 v/v.

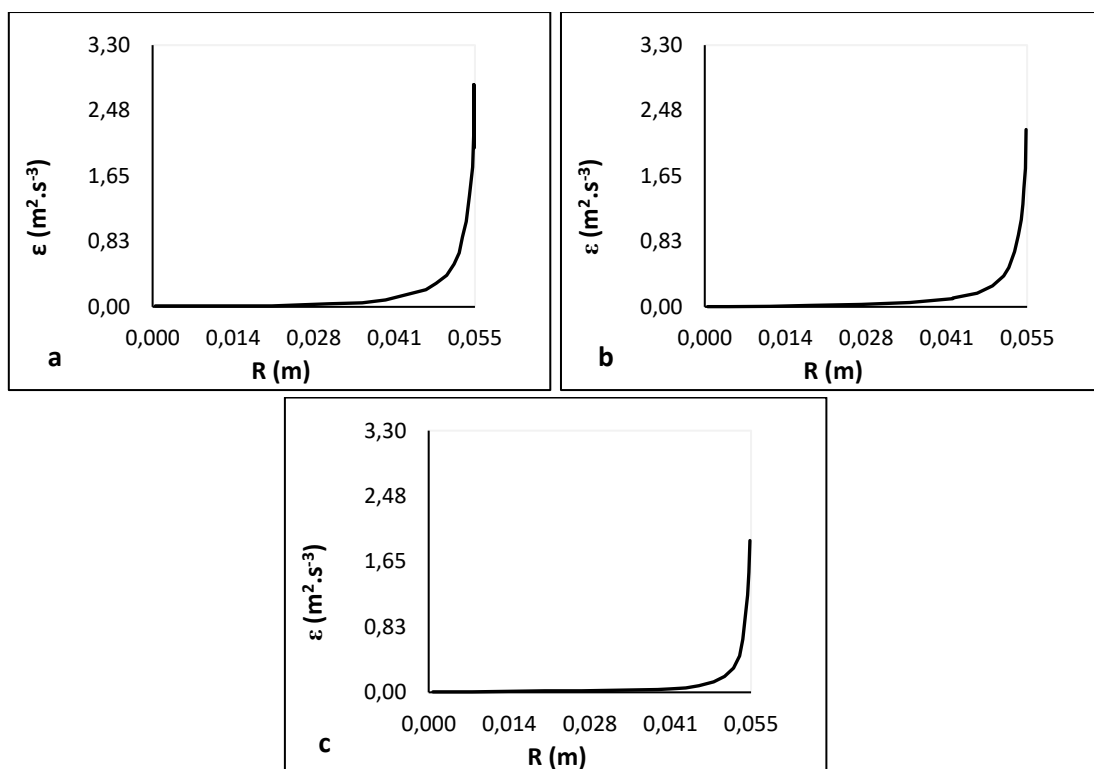
$V_m$ ( $m.s^{-1}$ )	Schiller-Neumann		Haider-Levenspiel	
	Guth e Simba (1936)	Pal (2000)	Guth e Simba (1936)	Pal (2000)
	k ( $m^2.s^{-2}$ )	k ( $m^2.s^{-2}$ )	k ( $m^2.s^{-2}$ )	k ( $m^2.s^{-2}$ )
0.9	0.0058	0.0058	0.0058	0.0058
1.2	0.0088	-	-	-
1.5	0.0240	-	-	-
1.8	0.0280	0.0280	0.0280	0.0280
2.1	0.0350	-	-	-
2.3	0.0410	-	-	-
2.6	0.0440	0.0520	0.0440	0.0520

#### Taxa de dissipação turbulenta para o escoamento disperso

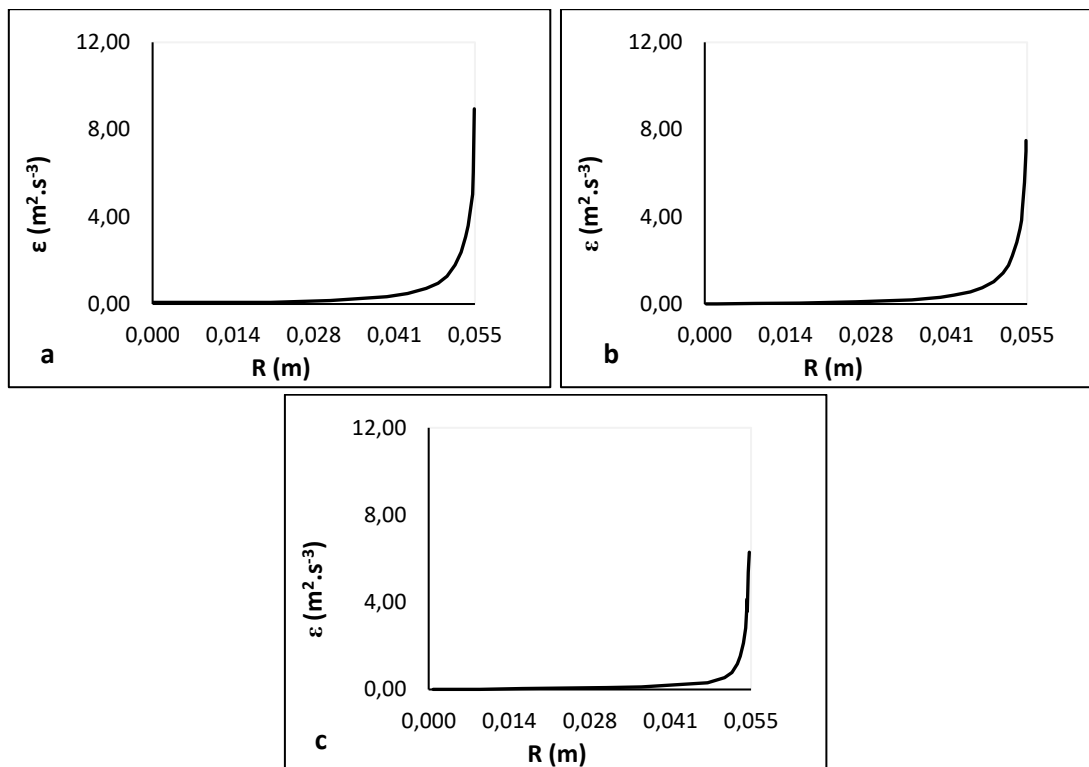
Nas de Figuras 5-17 a 5-28, encontram-se os resultados das simulações para os perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ), para as velocidades da misturas de 0.9, 1.8 e 2.6  $m.s^{-1}$  e para as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Nas Figuras 5-17, 5-18 e 5-19, apresentam-se os perfis obtidos com a correlação de Schiller-Neumann (*drag coefficient*) e para a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade. Nota-se que os perfis de  $\epsilon$  apresentam uma curva com valores próximos de zero no centro da conduta seguidos de um aumento exponencial próximo à parede da conduta. Nas Figuras 5-20, 5-21 e 5-22, apresentam-se os perfis utilizando a correlação de Schiller-Neumann (*drag coefficient*) e a equação de Guth e Simba (1936) para a viscosidade, obtendo-se, nestas simulações, perfis de  $\epsilon$  similares aos anteriores. Os perfis de  $\epsilon$  para as simulações que utilizaram a correlação de Haider-Levenspiel (*drag coefficient*) e as equações de Pal (2000), Figuras 5-23, 5-24 e 5-25, e de Guth e Simba (1936), Figuras 5-26, 5-27 e 5-28, para o cálculo da viscosidade, conduziram ao mesmo padrão dos perfis de  $\epsilon$  obtidos para a correlação de Schiller-Neumann (*drag coefficient*). Verifica-se também que para uma mesma velocidade da mistura (Figura 5-18, por exemplo), o aumento da concentração do óleo levou à redução de  $\epsilon$ . Entretanto, para uma mesma concentração do óleo,  $\epsilon$  aumenta significativamente quando a velocidade da mistura aumenta (Figuras 5-17 (a) e 5-18 (a), por exemplo). Estas tendências mantiveram-se em todos os testes efetuados independente do conjunto de equações utilizados (os perfis dos demais testes podem ser vistos no Anexo 5 – C).



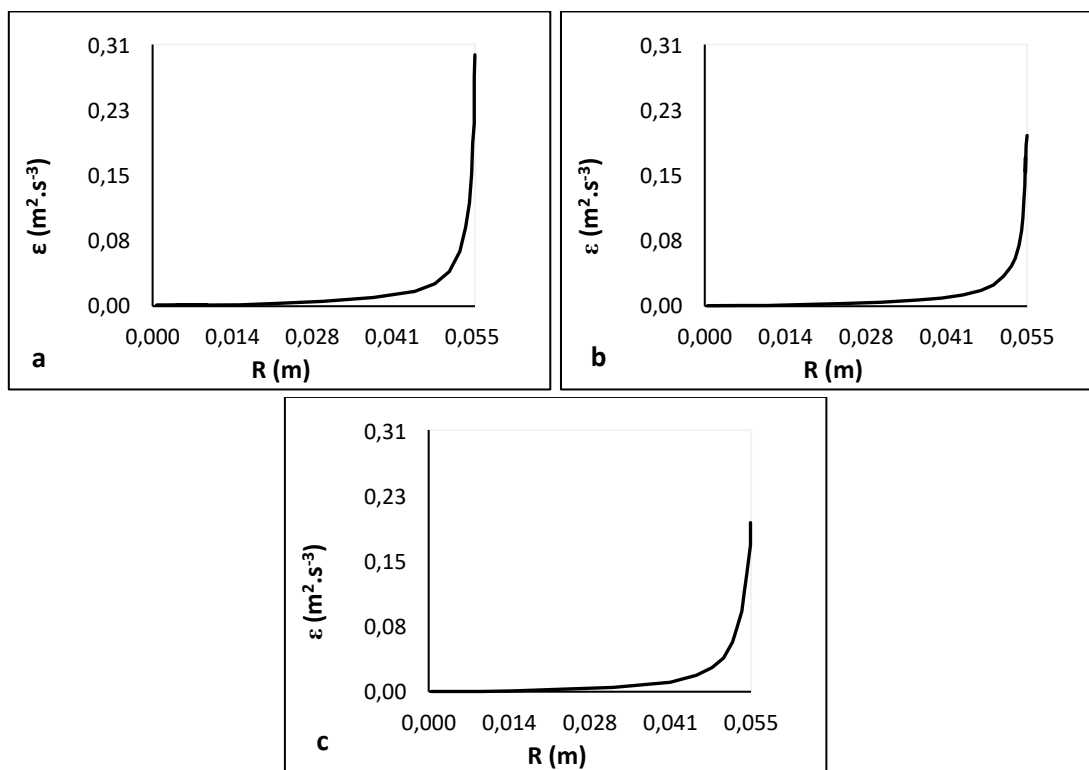
**Figura 5-17:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.



**Figura 5-18:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

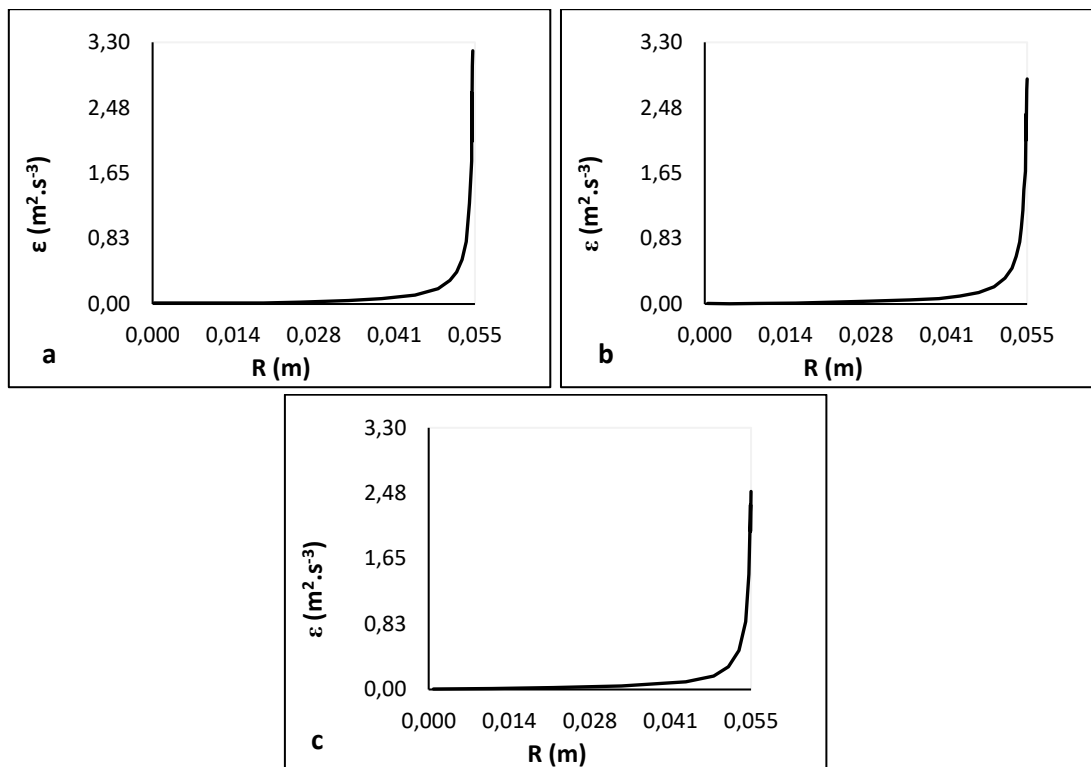


**Figura 5-19:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.

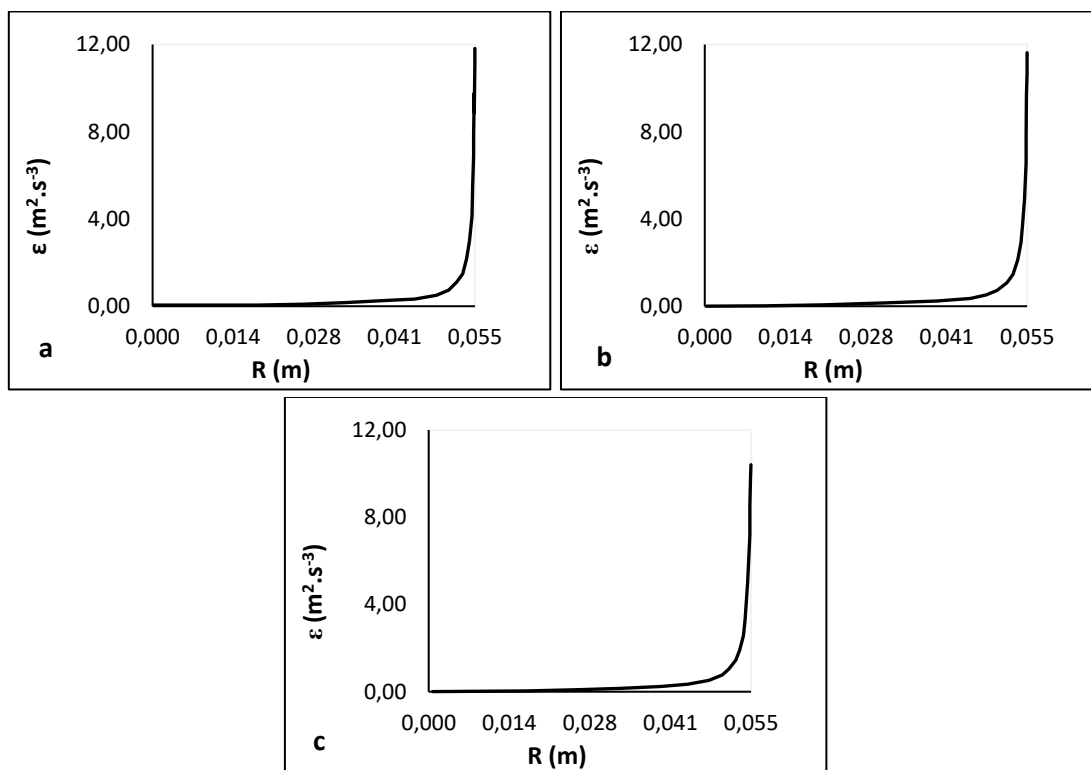


**Figura 5-20:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.

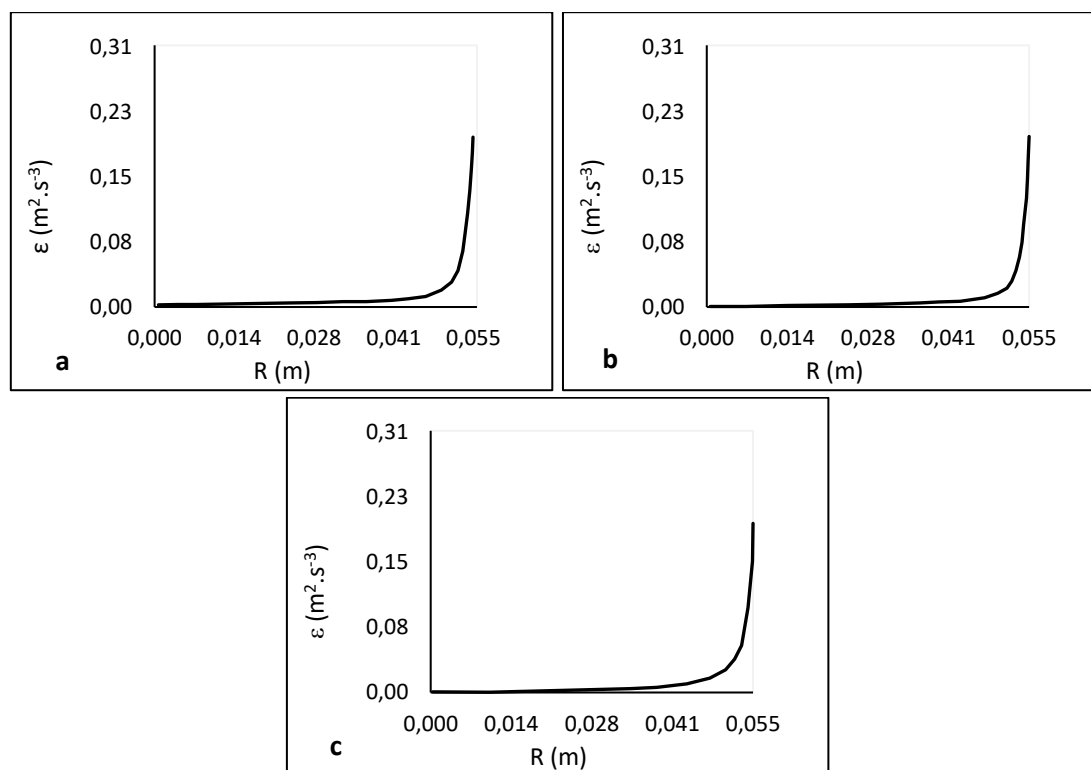




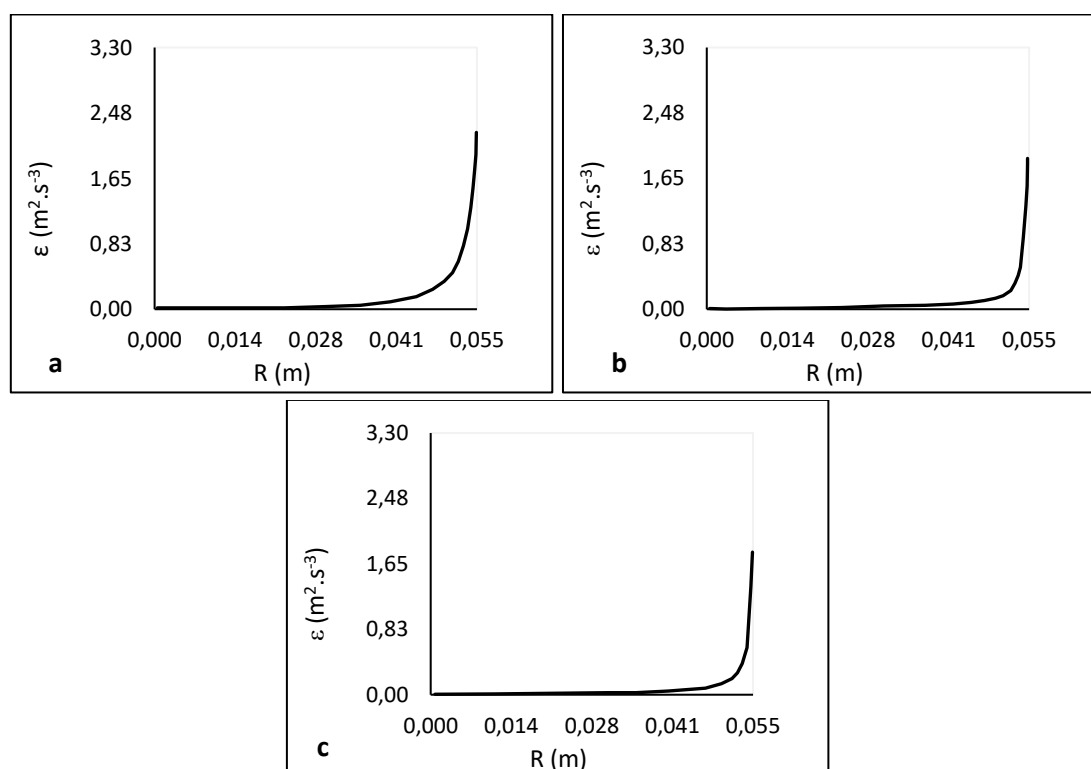
**Figura 5-21:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



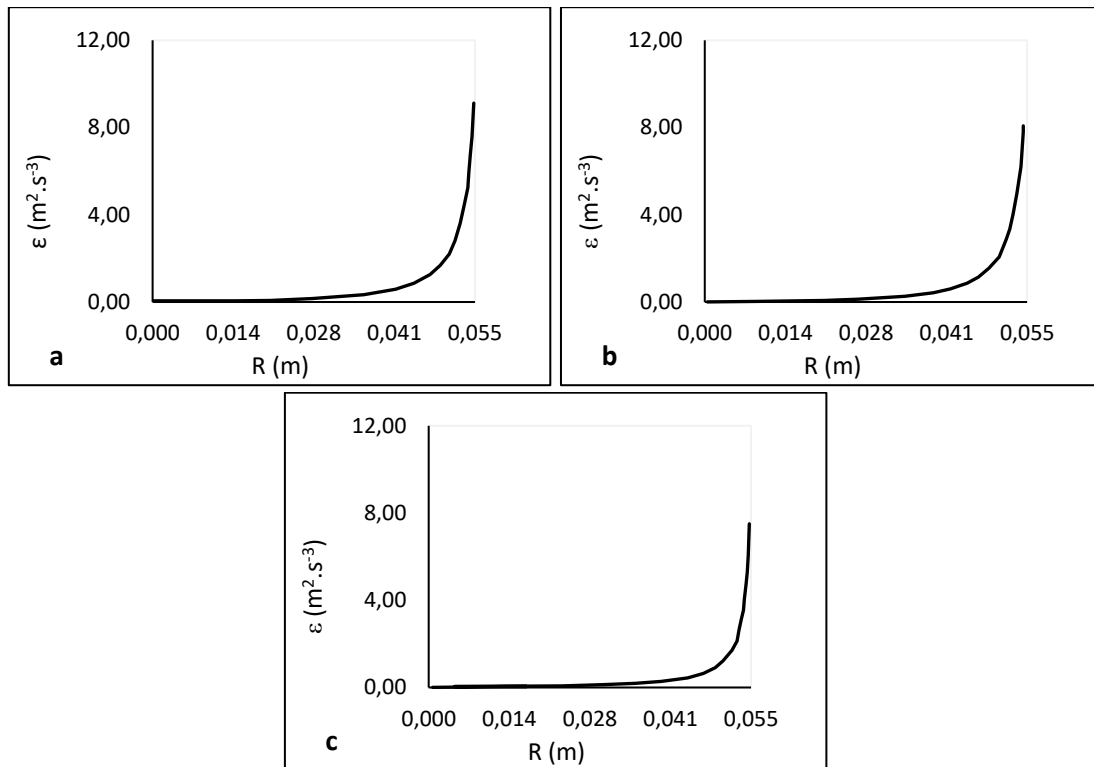
**Figura 5-22:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



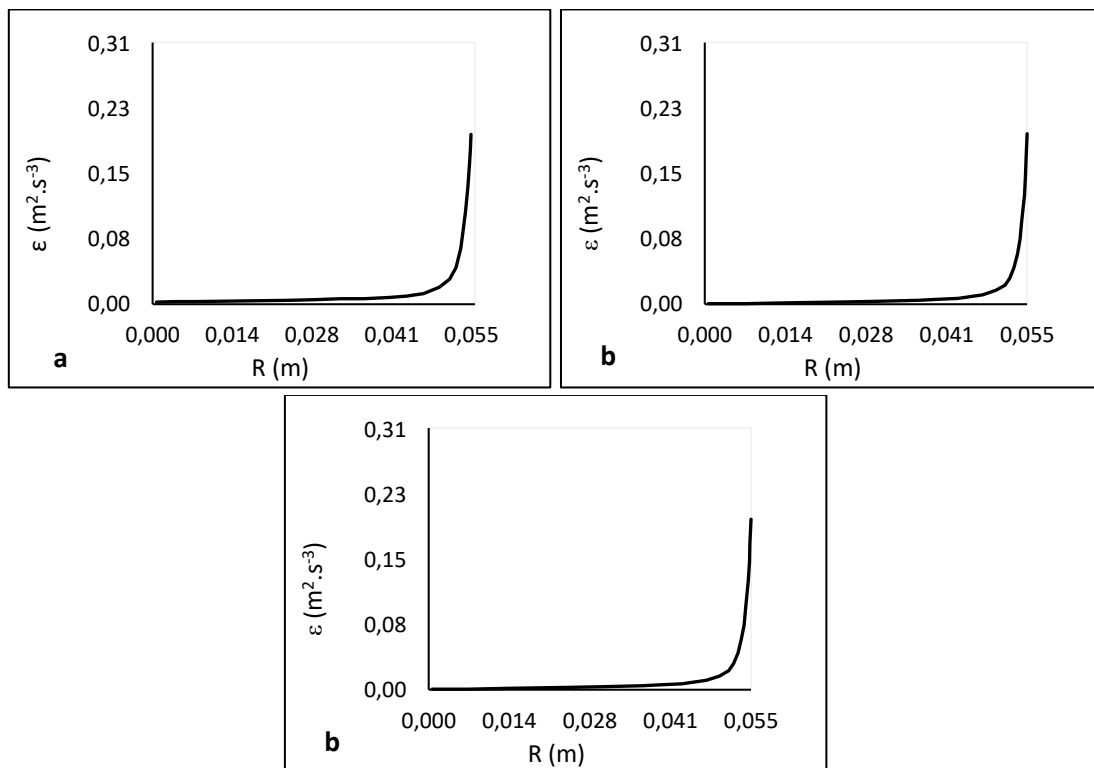
**Figura 5-23:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



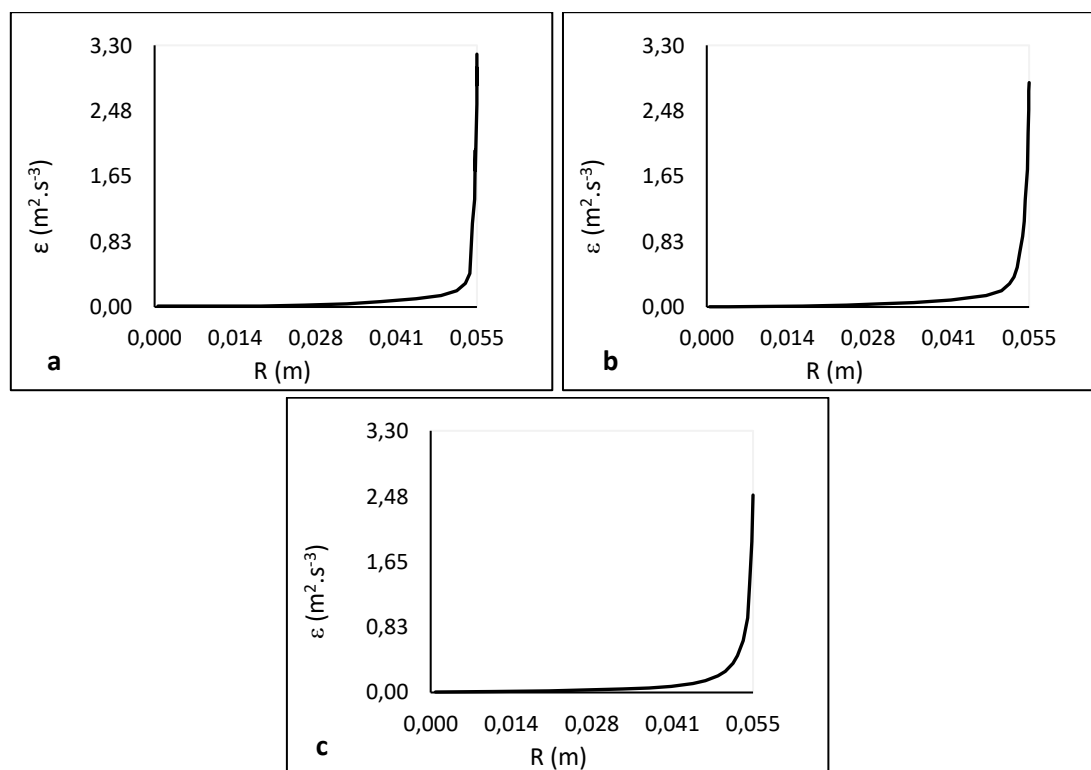
**Figura 5-24:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



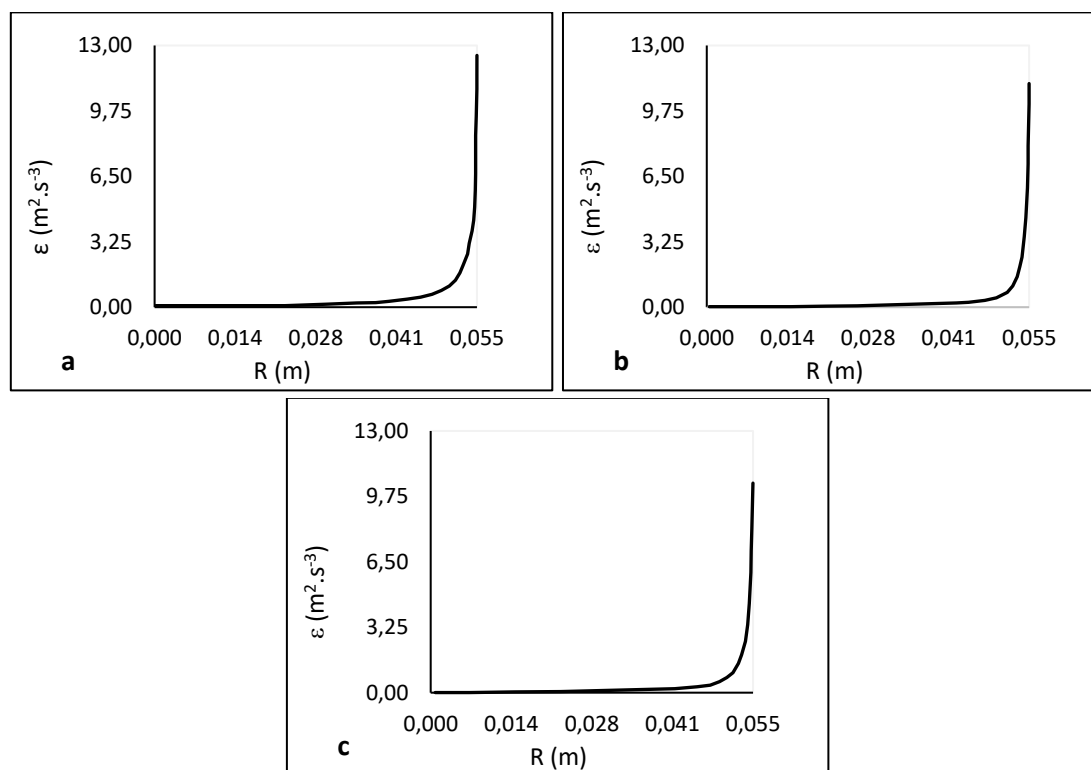
**Figura 5-25:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso feitos para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.



**Figura 5-26:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.



**Figura 5-27:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haïnder-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.



**Figura 5-28:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulados para o escoamento disperso, para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Haïnder-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

Nas Tabelas 5-6, 5-7 e 5-8, têm-se os valores máximos da taxa de dissipação turbulenta obtidos próximos à parede da conduta para as simulações feitas utilizando as concentrações volumétricas do óleo de 0.01, 0.13 e 0.22, as diferentes velocidades da mistura e as diferentes combinações das equações para calcular o *drag coefficient* (Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel) e para calcular a viscosidade (Guth e Simba (1936) e Pal (2000)). O aumento da velocidade da mistura levou ao aumento significativo de  $\varepsilon$ , como referido anteriormente. Para as simulações feitas utilizando as equações de Schiller-Neumann e Guth e Simba (1936) e a concentração de óleo de 0.01 v/v (Tabela 5-6), por exemplo, o valor máximo de  $\varepsilon$  foi de  $0.2 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-3}$  para a velocidade de  $0.9 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e de  $12.5 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-3}$  para a velocidade de  $2.6 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ . Contudo, esta variação não foi tão significativa com o aumento da concentração do óleo. Neste último caso, a variação de  $\varepsilon$  foi mais notória, de modo geral, para as velocidades mais altas. Por exemplo, considerando a mesma combinação das equações utilizada anteriormente e a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ , o valor máximo de  $\varepsilon$  foi de  $12.5 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-3}$  para a concentração do óleo de 0.01 v/v (Tabela 5-6) e de  $10.4 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-3}$  para a concentração do óleo de 0.22 v/v (Tabela 5-8). De fato, quando a concentração do óleo aumenta há uma pequena diminuição da dissipação turbulenta máxima devido ao efeito de lubrificação. Para as simulações que utilizam a equação de Guth e Simba (1936), os valores de  $\varepsilon$  foram mais altos do que para as simulações que utilizam as equações de Pal (2000), independente da equação do *drag coefficient* utilizada. O efeito das correlações usadas na simulação, nos valores de  $\varepsilon$  obtidos, só se verifica para as duas velocidades mais altas ( $1.8$  e  $2.6 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ). Por outro lado, a escolha da correlação para a viscosidade a usar na simulação, parece ter mais influência nos valores de  $\varepsilon$  calculados do que a escolha da correlação para o *drag coefficient*, tal como já se havia verificado para a energia cinética.

**Tabela 5-6:** Valores máximos da taxa de dissipação turbulenta obtidos próximo à parede da conduta para as simulações do escoamento disperso óleo/água com concentração do óleo de 0.01 v/v.

$V_m$ ( $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ )	Schiller-Neumann		Haider-Levenspiel	
	Guth e Simba (1936)	Pal (2000)	Guth e Simba (1936)	Pal (2000)
	$\varepsilon$ ( $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-3}$ )	$\varepsilon$ ( $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-3}$ )	$\varepsilon$ ( $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-3}$ )	$\varepsilon$ ( $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-3}$ )
0.9	0.3	0.2	0.2	0.2
1.2	0.8	-	-	-
1.5	1.6	-	-	-
1.8	3.2	2.8	3.2	2.2
2.1	5.5	-	-	-
2.3	8.3	-	-	-
2.6	11.8	8.9	12.5	9.1

**Tabela 5-7:** Valores máximos da taxa de dissipação turbulenta obtidos próximo à parede da conduta para as simulações do escoamento disperso óleo/água com concentração do óleo de 0.13 v/v.

$V_m$ (m.s <sup>-1</sup> )	Schiller-Neumann		Haider-Levenspiel	
	Guth e Simba (1936)	Pal (2000)	Guth e Simba (1936)	Pal (2000)
	$\varepsilon$ (m <sup>2</sup> .s <sup>-3</sup> )	$\varepsilon$ (m <sup>2</sup> .s <sup>-3</sup> )	$\varepsilon$ (m <sup>2</sup> .s <sup>-3</sup> )	$\varepsilon$ (m <sup>2</sup> .s <sup>-3</sup> )
0.9	0.2	0.2	0.2	0.2
1.2	0.7	-	-	-
1.5	1.5	-	-	-
1.8	2.8	2.2	2.8	1.9
2.1	4.9	-	-	-
2.3	7.5	-	-	-
2.6	11.5	7.5	11.1	8.0

**Tabela 5-8:** Valores máximos da taxa de dissipação turbulenta obtidos próximo à parede da conduta para as simulações do escoamento disperso óleo/água com concentração do óleo de 0.22 v/v.

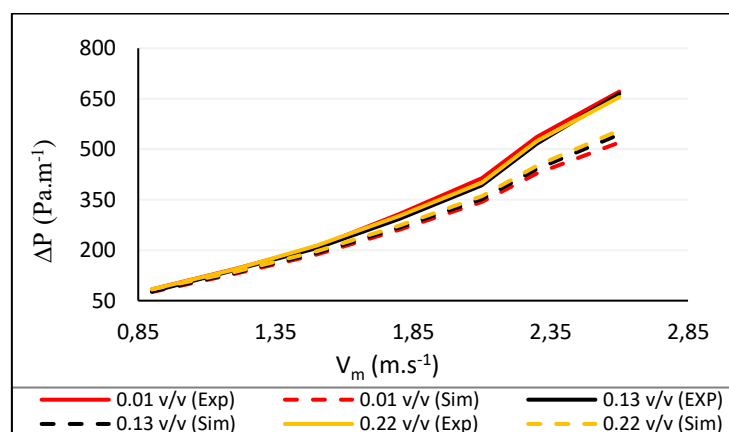
$V_m$ (m.s <sup>-1</sup> )	Schiller-Neumann		Haider-Levenspiel	
	Guth e Simba (1936)	Pal (2000)	Guth e Simba (1936)	Pal (2000)
	$\varepsilon$ (m <sup>2</sup> .s <sup>-3</sup> )	$\varepsilon$ (m <sup>2</sup> .s <sup>-3</sup> )	$\varepsilon$ (m <sup>2</sup> .s <sup>-3</sup> )	$\varepsilon$ (m <sup>2</sup> .s <sup>-3</sup> )
0.9	0.2	0.2	0.2	0.2
1.2	0.6	-	-	-
1.5	1.3	-	-	-
1.8	2.5	1.9	2.5	1.8
2.1	4.4	-	-	-
2.3	6.9	-	-	-
2.6	10.4	6.3	10.4	7.5

#### 5.1.1.1 Queda de Pressão na Conduta

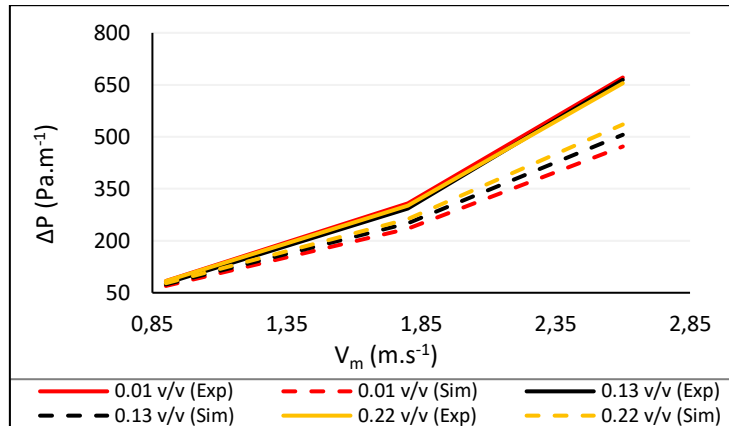
Os valores de queda de pressão obtidos nos testes experimentais são comparados com os resultados da simulação, calculando-se, para cada caso, o percentual de erro relativo. A queda de pressão foi escolhida como parâmetro de controle para validar as simulações.

Nas Figuras de 5-29 a 5-33, encontram-se os gráficos de queda de pressão versus velocidade da mistura para as concentrações do óleo de 0.01, 0.13 e 0.22 v/v, respetivamente. Em cada figura um conjunto de equações foi aplicado para calcular o *drag coefficient* e a viscosidade: na Figura 5-29, a correlação de Schiller-Neumann (*drag coefficient*) e a equação de Guth e Simba (1936), viscosidade; na Figura 5-30, a correlação de Schiller-Neumann (*drag coefficient*) e a equação de Brakman (1952), viscosidade; na Figura 5-31, a correlação de Schiller-Neumann (*drag coefficient*) e a equação de Pal

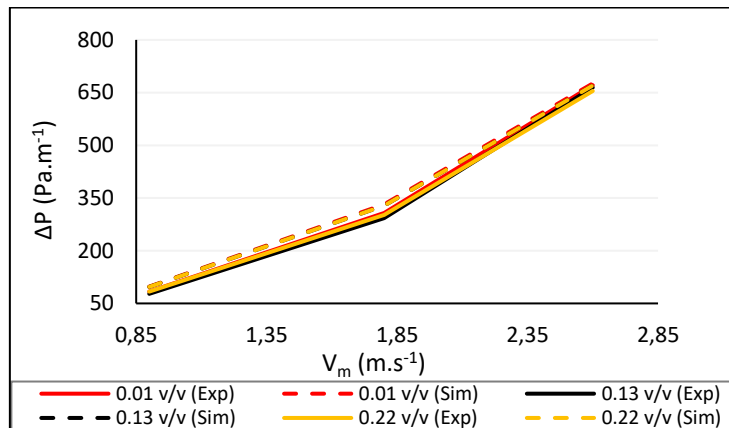
(2000), viscosidade; na Figura 5-32, a correlação de Haider-Levenspiel (*drag coefficient*) e a equação de Guth e Simba (1936), viscosidade e na Figura 5-33, a correlação de Haider-Levenspiel (*drag coefficient*) e a equação de Pal (2000), viscosidade. Através dos resultados apresentados entre as Figuras 5-29 e 5-33, nota-se que, independente da correlação utilizada para o cálculo do *drag coefficient*, todas as equações para a viscosidade apresentaram valores de queda de pressão simulados próximos dos experimentais para todas as concentrações do óleo e para as menores velocidades da mistura. Contudo, o aumento da velocidade da mistura levou a valores de queda de pressão calculados inferiores aos experimentais para algumas das equações de viscosidade utilizadas. Os resultados obtidos através da equação de Pal (2000), também independente da correlação para o *drag coefficient* utilizada, indicaram que, para todas as concentrações de óleo e toda a gama de velocidades da mistura, os valores de queda de pressão calculados foram muito próximos dos experimentais. No que se refere à correlação para o *drag coefficient*, quando se usa a equação de Pal (2000) para a viscosidade a correlação de Schiller-Neumann conduz a um ajuste ligeiramente melhor do que quando usada a correlação de Haider-Levenspiel. A equação de Guth e Simba (1936) foi a que conduziu a menores desvios entre os valores experimentais e simulados, para a queda de pressão, na zona de menores velocidades da mistura. A influências dos conjuntos de equações usados nas simulações serão discutidos com mais detalhes a seguir.



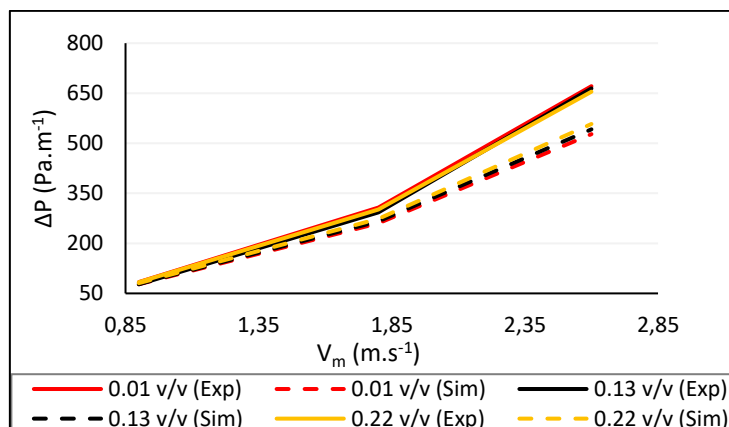
**Figura 5-29:** Queda de pressão experimental e simulada versus velocidade da mistura. Para as simulações. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade.



**Figura 5-30:** Queda de pressão experimental e simulada versus velocidade da mistura. Para as simulações. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Brakman (1952) para o cálculo da viscosidade.

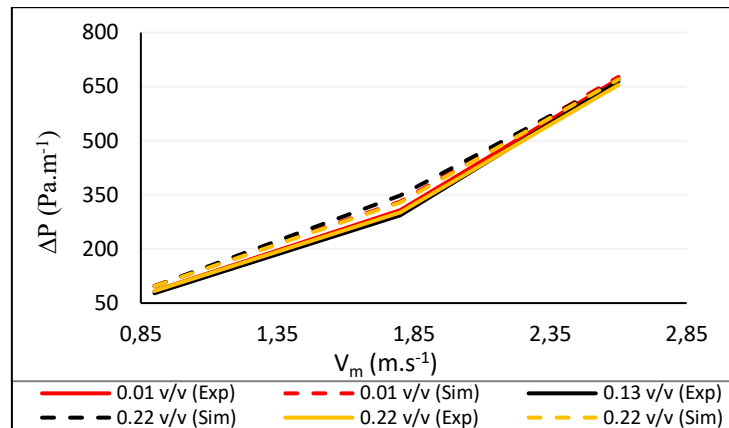


**Figura 5-31:** Queda de pressão experimental e simulada versus velocidade da mistura. Para as simulações. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade.



**Figura 5-32:** Queda de pressão experimental e simulada versus velocidade da mistura. Para as simulações. Utilizaram-se a correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade.





**Figura 5-33:** Queda de pressão experimental e simulada versus velocidade da mistura. Para as simulações, utilizaram-se a correlação de Hainder-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade.

Nas Tabelas 5-9, 5-10 e 5-11, têm-se os valores experimentais e simulados da queda de pressão para as concentrações volumétricas do óleo de 0,01, 0,13 e 0,22, respectivamente, as diferentes velocidades da mistura e os desvios obtidos comparando-se os resultados simulados com os experimentais. Inicialmente foram feitas simulações para as sete velocidades da mistura utilizando para o cálculo do *drag coefficient* e da viscosidade a correlação de Schiller-Neumann e a equação de Guth e Simba (1936), respectivamente. Os resultados apresentados nas Tabelas 5-9, 5-10 e 5-11 demonstraram que os desvios calculados cresceram com o aumento da velocidade da mistura, obtendo valores mínimos (velocidade de  $0,9 \text{ m.s}^{-1}$ ) e máximos (velocidade de  $2,6 \text{ m.s}^{-1}$ ) de 9,7 e 23,4 % para a concentração do óleo de 0,01 v/v (Tabela 5-9); 0,5 e 18,1 % para a concentração do óleo de 0,13 v/v (Tabela 5-10) e 0,2 e 15,1% para a concentração do óleo de 0,22 v/v (Tabela 5-11). Porém, o aumento da concentração do óleo levou à redução do desvio da queda de pressão. Em seguida foram feitas simulações para as velocidades da mistura de  $0,9 \text{ m.s}^{-1}$ ,  $1,8 \text{ m.s}^{-1}$  e  $2,6 \text{ m.s}^{-1}$  substituindo a equação da viscosidade pelas equações de Brakman (1952) e Pal (2000). Estudou-se também o efeito de alterar a correlação para o *drag coefficient*, tendo-se realizado simulações com a correlação de Hainder-Levenspiel, combinados com as equações de Guth e Simba (1936) e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade da mistura.

As simulações realizadas com correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Brakman (1952) para o cálculo da viscosidade (Tabelas 5-9, 5-10 e 5-11) obtiveram desvios na queda de pressão também com valores crescentes com o aumento da velocidade e decrescentes com o aumento da concentração do óleo, entretanto, apesar de apresentarem tendências idênticas às simulações feitas com a

correlação de Schiller-Neumann e a equação de Guth e Simba (1936), os desvios foram significativamente maiores. Para as simulações feitas com a mesma correlação para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade, os desvios da queda de pressão apresentaram tendência inversa aos obtidos com a mesma correlação e a equação de Guth e Simba (1936), no que se refere à influência da velocidade da mistura, onde os desvios mínimos (velocidade de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$ ) e máximos (velocidade de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$ ) foram de 0.7 e 16.6 % para a concentração do óleo de 0.01 v/v (Tabela 5-9), 0.8 e 25.4 % para a concentração do óleo de 0.13 v/v (Tabela 5-10) e 2.4 e 16.0% para a concentração do óleo de 0.22 v/v (Tabela 5-11). Contudo, observa-se que, em geral, não há uma tendência bem definida quando se comparam os desvios nas quedas de pressão calculadas, quando se aumenta a concentração do óleo. Em síntese, as simulações feitas utilizando a equação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* obtiveram menores desvios, para velocidades mais altas, quando a equação de Guth e Simba (1936) foi utilizada e, para as velocidades mais baixas, quando a equação de Pal (2000) foi utilizada.

As simulações feitas com a correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* utilizaram as equações de Guth e Simba (1936) e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade (Tabelas 5-9, 5-10 e 5-11). Para as simulações feitas com a correlação de Haider-Levenspiel e a equação de Guth e Simba (1936), os valores dos desvios da queda de pressão apresentaram tendência idêntica aos obtidos com a equação de Schiller-Neumann quando se aumenta a velocidade e também, em geral, ao aumentar-se a concentração de óleo, observando-se valores mínimos (velocidade de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$ ) e máximos (velocidade de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$ ) de 7.6 e 18.8 % para a concentração do óleo de 0.01 v/v (Tabela 5-9), 1.7 e 18.5 % para a concentração do óleo de 0.13 v/v (Tabela 5-10) e 3.4 e 14.8 % para a concentração do óleo de 0.22 v/v (Tabela 5-11). Nos desvios da queda de pressão, calculados para as simulações feitas com a correlação de Haider-Levenspiel e a equação de Pal (2000), confirmou-se a tendência verificadas com a equação de Schiller-Neumann e a equação de Pal (2000), apresentados anteriormente, no que se refere ao aumento da velocidade. Tendências similares foram também detetadas nos dois casos, no que se refere à influência da concentração do óleo, não se destacando aqui uma tendência bem definida. Aliás, os desvios obtidos com esta combinação de correlações são muito semelhantes aos obtidos anteriormente com as correlações de Schiller-Neumann e Pal (2000).

Em resumo, os menores desvios na queda de pressão calculada foram obtidos quando se usaram as correlações de Schiller-Neumann (*drag coefficient*) e Pal (2000), viscosidade, verificando-se isto para todas as situações simuladas, exceto para a velocidade mais baixa de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$ , para a qual a combinação Schiller-Neumann e Guth e Simba (1936) apresentou melhores resultados, sendo este efeito mais notório para as maiores concentrações de óleo. A combinação Hainder-Levenspiel e Pal (2000) conduziu também a baixos desvios, especialmente para as duas velocidades mais elevadas. Interessa também referir que a escolha da correlação para a viscosidade da mistura parece ter mais influência nos valores de queda de pressão calculada, do que a escolha da correlação para o *drag coefficient* (como identifica os gráficos das Figuras 5-29 a 5-33) em linha com o que já foi descrito para os perfis dos parâmetros da turbulência (ver Seção 5.1.1.2).

De notar também que, para a maior velocidade de escoamento, a queda de pressão na conduta aumenta pouco quando a concentração do óleo aumenta de 0.01 a 0.22 v/v devido ao efeito de *drag reduction* junto à parede mais notório para as maiores concentrações de óleo.

**Tabela 5-9:** Valores experimentais e simulados da queda de pressão ( $\Delta P$ ) para o escoamento disperso óleo/água em função da velocidade da mistura ( $V_m$ ) e para a concentração do óleo de 0.01 v/v. Equações para o *drag coefficient*: Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel e equações para a viscosidade: Guth e Simba (1936), Brakman (1952) e Pal (2000).

$V_m$ ( $m.s^{-1}$ )	$\Delta P_{Exp}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Schiller-Neumann						Haider-Levenspiel			
		Guth e Simba (1936)		Brakman (1952)		Pal (2000)		Guth e Simba (1936)		Pal (2000)	
		$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Erro %	$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Erro %	$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Erro %	$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Erro %	$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Erro %
0.9	83.3	75.7	9.7	69.7	16.8	97.7	16.6	77.4	7.6	97.9	16.8
1.2	143.9	129.1	10.3	-	-	-	-	-	-	-	-
1.5	210.1	187.3	10.6	-	-	-	-	-	-	-	-
1.8	307.6	260.6	15.2	234.7	23.6	332.2	8.1	260.4	15.3	331.8	7.9
2.1	414.1	343.3	17.1	-	-	-	-	-	-	-	-
2.3	536.9	427.8	20.3	-	-	-	-	-	-	-	-
2.6	671.1	513.9	23.4	472	29.7	676.0	0.7	527.4	18.8	677.1	0.9

**Tabela 5-10:** Valores experimentais e simulados da queda de pressão ( $\Delta P$ ) para o escoamento disperso óleo/água em função da velocidade da mistura ( $V_m$ ) e para a concentração do óleo de 0.13 v/v. Equações para a *drag coefficient*: Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel e equações para a viscosidade: Guth e Simba (1936), Brakman (1952) e Pal (2000).

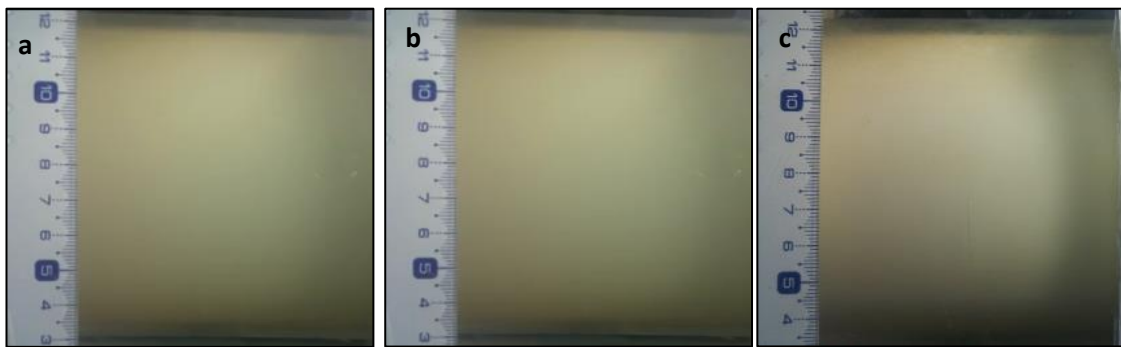
$V_m$ (m.s <sup>-1</sup> )	$\Delta P_{Exp}$ (Pa.m <sup>-1</sup> )	Schiller-Neumann						Haider-Levenspiel			
		Guth e Simba (1936)		Brakman (1952)		Pal (2000)		Guth e Simba (1936)		Pal (2000)	
		$\Delta P_{Sim}$ (Pa.m <sup>-1</sup> )	Erro %	$\Delta P_{Sim}$ (Pa.m <sup>-1</sup> )	Erro %	$\Delta P_{Sim}$ (Pa.m <sup>-1</sup> )	Erro %	$\Delta P_{Sim}$ (Pa.m <sup>-1</sup> )	Erro %	$\Delta P_{Sim}$ (Pa.m <sup>-1</sup> )	Erro %
0.9	77.3	77.7	0.5	74.0	4.3	97.0	25.4	78.6	1.7	96.8	25.2
1.2	141	132.3	6.2	-	-	-	-	-	-	-	-
1.5	206.8	192.5	6.9	-	-	-	-	-	-	-	-
1.8	293.2	267	8.9	250.6	14.5	328.0	11.8	265.7	9.4	348.0	11.8
2.1	393.2	352	10.4	-	-	-	-	-	-	-	-
2.3	516.3	441.3	14.5	-	-	-	-	-	-	-	-
2.6	664.5	543.8	18.1	505.9	23.8	670.1	0.8	541.8	18.5	669.0	0.7

**Tabela 5-11:** Valores experimentais e simulados da queda de pressão ( $\Delta P$ ) para o escoamento disperso óleo/água em função da velocidade da mistura ( $V_m$ ) e para a concentração do óleo de 0.22 v/v. Equações para a *drag coefficient*: Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel e equações para a viscosidade: Guth e Simba (1936), Brakman (1952) e Pal (2000).

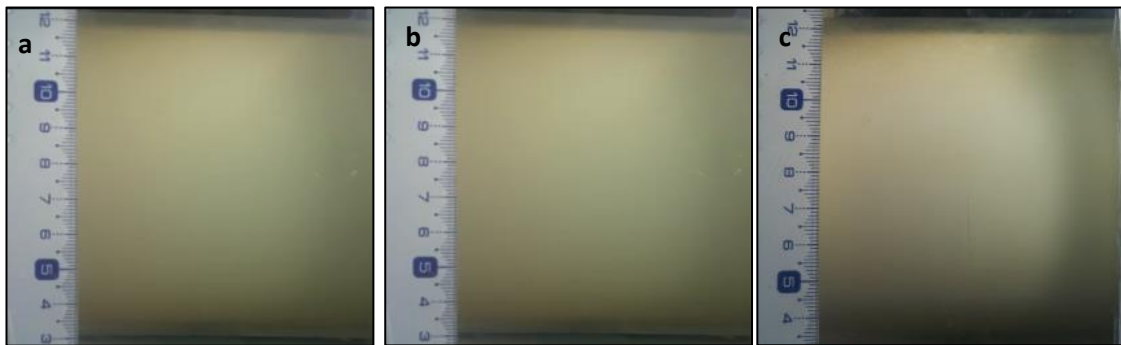
$V_m$ ( $m.s^{-1}$ )	$\Delta P_{Exp}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Schiller-Neumann						Haider-Levenspiel			
		Guth e Simba (1936)		Brakman (1952)		Pal (2000)		Guth e Simba (1936)		Pal (2000)	
		$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Erro %	$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Erro %	$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Erro %	$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Erro %	$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Erro %
0.9	83.6	83.8	0.2	77.5	7.3	97.0	16.0	80.8	3.4	97.0	16.0
1.2	142.7	135.5	5.3	-	-	-	-	-	-	-	-
1.5	214.5	196.5	8.4	-	-	-	-	-	-	-	-
1.8	301.6	273.1	9.4	262.8	12.9	328.5	8.9	273.4	9.4	328.9	9.1
2.1	400.8	360.4	10.1	-	-	-	-	-	-	-	-
2.3	523.9	451.4	13.8	-	-	-	-	-	-	-	-
2.6	654.6	556	15.1	535.6	18.2	670.1	2.4	557.8	14.8	670.1	2.4

### 5.1.2 Padrões de Escoamento Disperso

Nas Figuras 5-34 e 5-35, apresentam-se fotografias dos escoamentos dispersos para as velocidades da mistura de 0.9 e 2.6 m.s<sup>-1</sup>, respetivamente, e concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Nas imagens, é evidente a formação do padrão para estas condições, o qual foi obtido em todos os testes experimentais feitos para o escoamento disperso. As imagens eram todas muito semelhantes entre si, como se confirma nas Figuras 5-34 e 5-35 e no Anexo 5 – D.



**Figura 5-34:** Fotografias do escoamento disperso para a velocidade da mistura de 0.9 m.s<sup>-1</sup> e concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c).



**Figura 5-35:** Fotografias do escoamento disperso para a velocidade da mistura de 2.6 m.s<sup>-1</sup> e concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c).

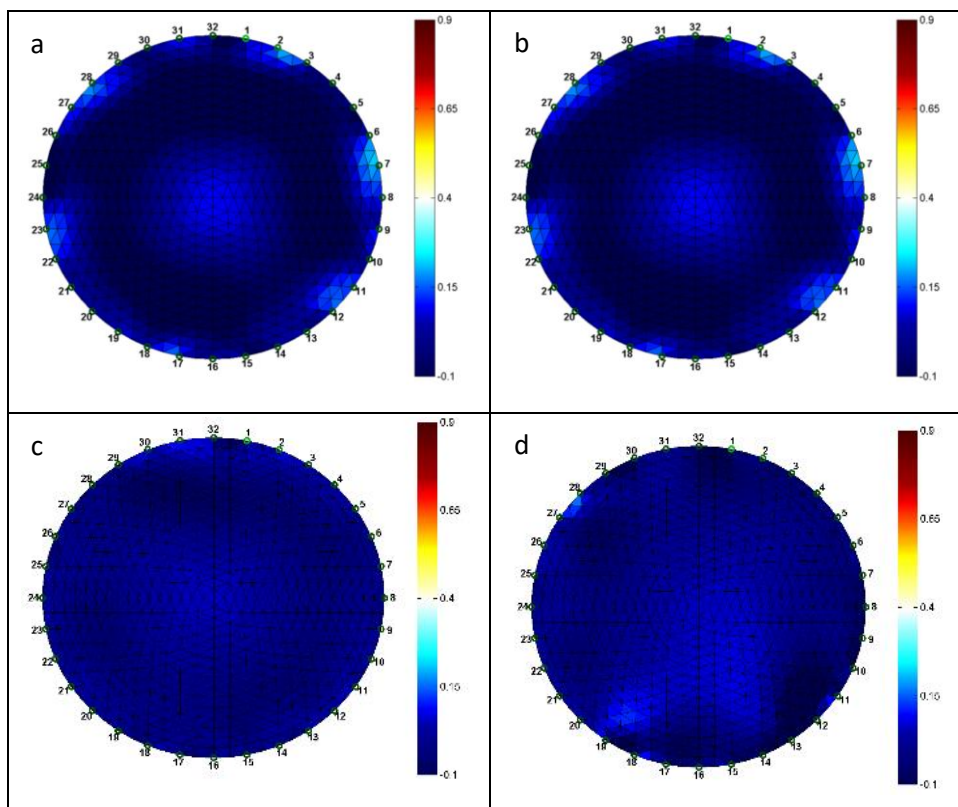
Para o escoamento disperso, obtiveram-se também imagens da seção reta da conduta a partir da técnica de EIT. As reconstruções das imagens internas dos escoamentos, a partir desta técnica, foram feitas utilizando o diferencial de condutividade normalizada dentro do domínio (Equação 5-1).

$$\eta = \frac{\sigma_m - \sigma_o}{\sigma_o} \quad (5-1)$$

onde  $\eta$  é a condutividade normalizada,  $\sigma_o$  é a condutividade de referência e  $\sigma_m$  é a condutividade da mistura. Para este estudo, a condutividade de referência foi de 1000

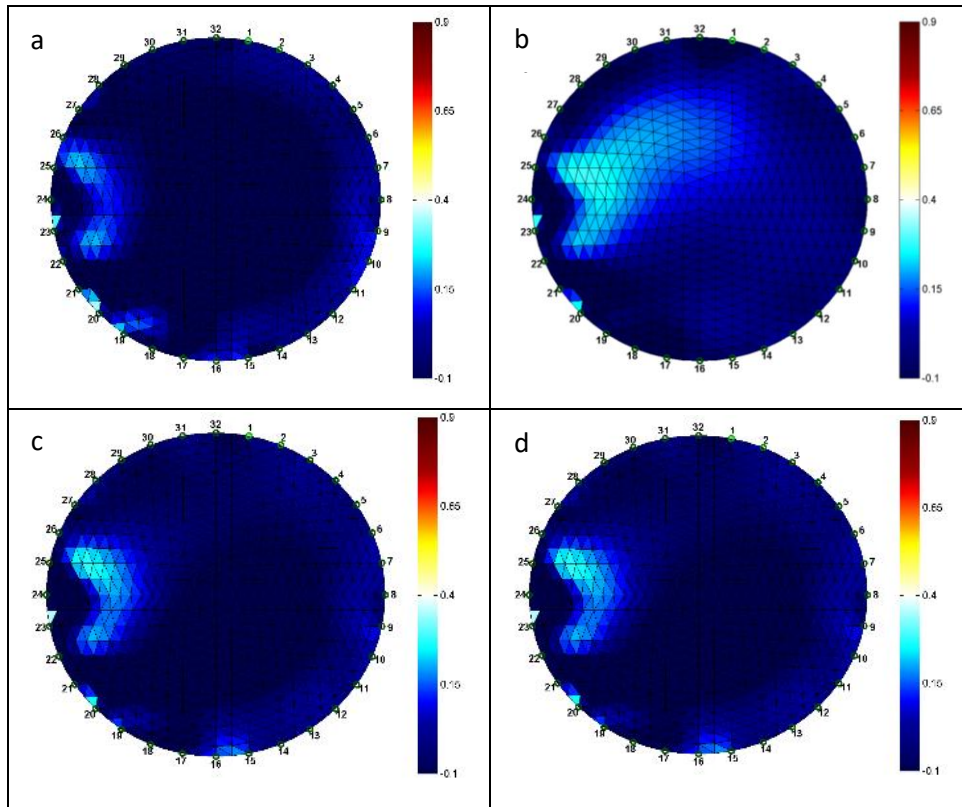
$\mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$  que foi a condutividade da solução salina de água e cloreto de sódio (NaCl). Referido na Seção 3.4 e que permitia o melhor contraste entre as fases óleo e água.

Nas Figuras 5-36, 5-37 e 5-38, encontram-se as imagens reconstruídas para as concentrações do óleo de 0.01, 0.13 e 0.22 v/v, respetivamente, e velocidades da mistura de 0.9, 1.5, 2.1 e 2.6  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ . Para a representação da variação da condutividade normalizada, utilizou-se um sistema de cores, onde as cores vermelha e azul indicam os valores de condutividade normalizados para as fases oleosa e aquosa puras, respetivamente, e a variação entre ambas as cores, correspondem às misturas entre as duas fases. Nas imagens de EIT, não foi possível distinguir as gotículas de óleo, devido à sua pequena dimensão, porém foi observado um padrão homogêneo confirmando a existência de um padrão de fluxo disperso. Entretanto, com o aumento da concentração do óleo os padrões foram adquirindo características mais heterogêneas (Figuras 5-37 e 5-38), verificando-se uma maior predominância da cor azul clara (mistura óleo/água) quando a concentração do óleo aumenta.

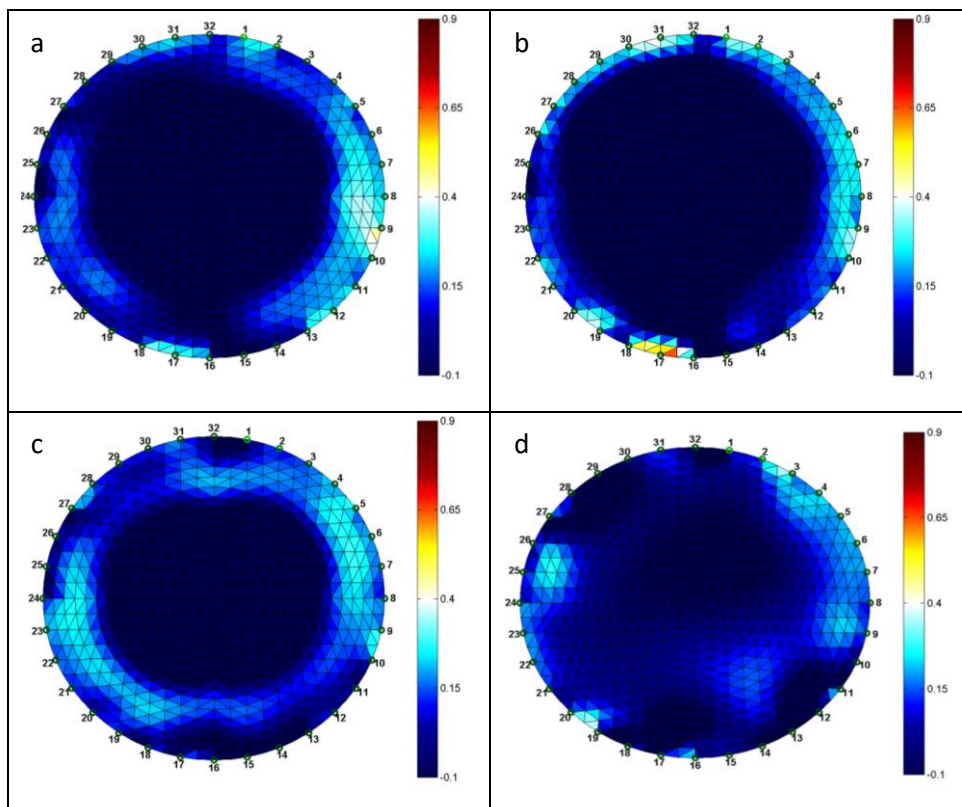


**Figura 5-36:** Imagens reconstruídas utilizando a técnica de EIT para o escoamento disperso para a concentração do óleo de 0.01 v/v e as velocidades da mistura: a – 0.9  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ , b – 1.5  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ , c – 2.1  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$  e d – 2.6  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ .



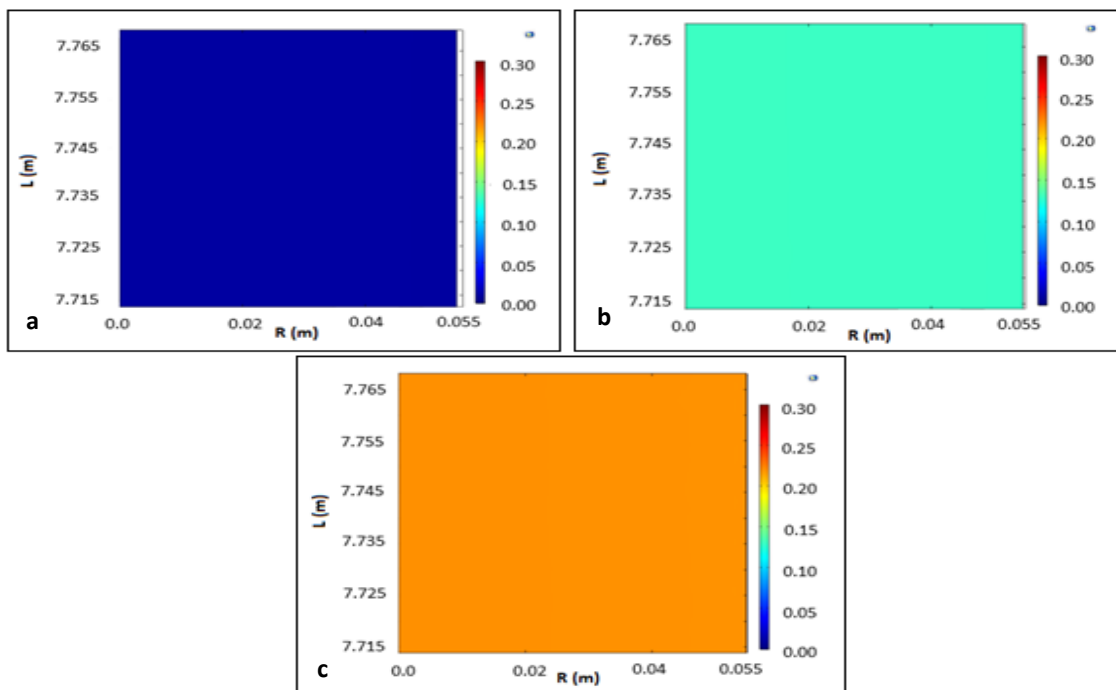


**Figura 5-37:** Imagens reconstruídas utilizando a técnica de EIT para o escoamento disperso para a concentração do óleo de 0.13 v/v e as velocidades da mistura: a – 0.9 m.s<sup>-1</sup>, b – 1.5 m.s<sup>-1</sup>, c – 2.1 m.s<sup>-1</sup> e d – 2.6 m.s<sup>-1</sup>.

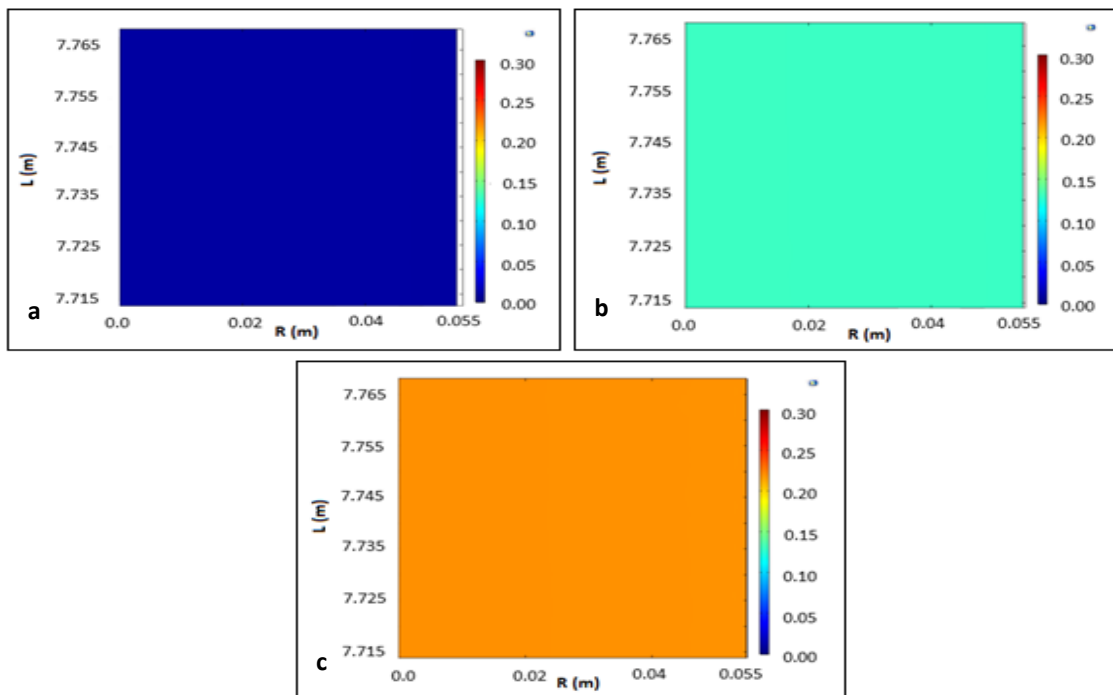


**Figura 5-38:** Imagens reconstruídas utilizando a técnica de EIT para o escoamento disperso para a concentração do óleo de 0.22 v/v e as velocidades da mistura: a – 0.9 m.s<sup>-1</sup>, b – 1.5 m.s<sup>-1</sup>, c – 2.1 m.s<sup>-1</sup> e d – 2.6 m.s<sup>-1</sup>.

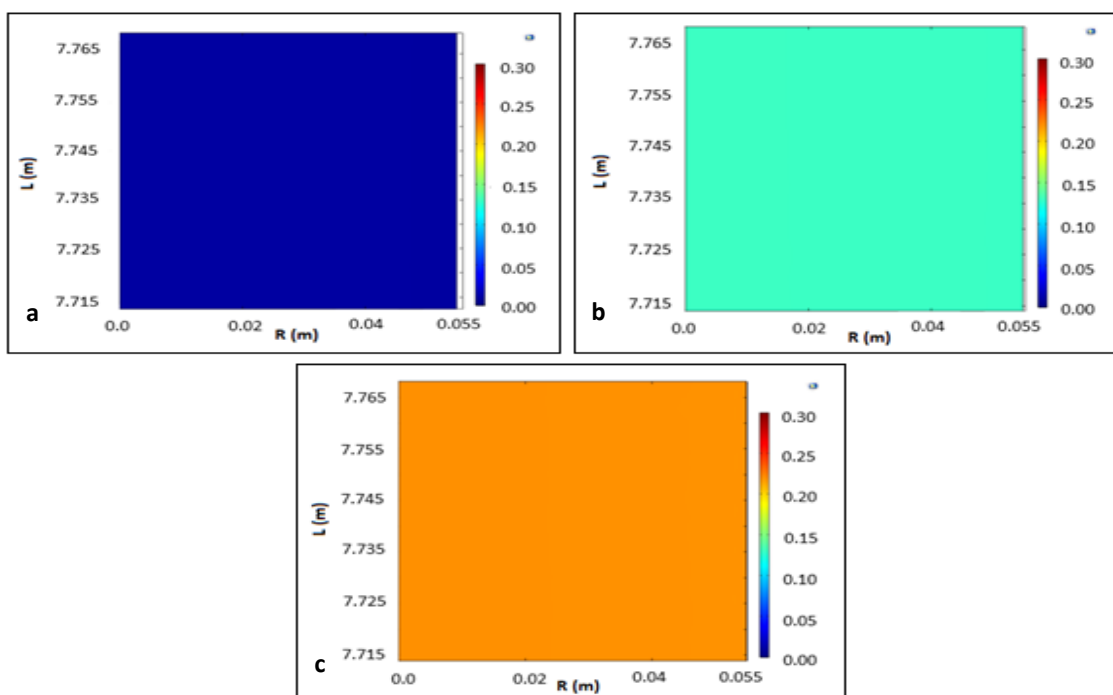
Nas Figuras 5-39 e 5-40, encontram-se imagens simuladas do padrão de escoamento disperso para as velocidades da mistura de 0.9 e 2.6 m.s<sup>-1</sup>, respectivamente, e a concentração do óleo de 0.01 v/v (a), 0.13 v/v (b) e 0.22 v/v (c), para um comprimento L da conduta. Nesta simulação, foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade. Um sistema de cores foi utilizado para representar a concentração do óleo dentro da conduta, onde a cor azul representa água pura e a cor laranja uma mistura com concentração do óleo de 0.30 v/v. Observa-se nas Figuras 5-39 e 5-40 que as simulações conseguiram prever satisfatoriamente o padrão de escoamento disperso, onde foi possível diferenciar as concentrações do óleo pelo sistema de cores, existindo a cor azul para a concentração do óleo de 0.01 v/v (Figuras 5-39 (a) e 5-40 (a)), a cor verde clara para 0.13 v/v (Figuras 5-39 (b) e 5-40 (b)) e a cor laranja para a concentração de 0.22 v/v (Figuras 5-39 (c) e 5-40 (c)). Nas Figuras 5-41 e 5-42, encontram-se as imagens para as mesmas condições de escoamento e para simulações que utilizaram a correlação de Schiller-Neumann (*drag coefficient*) e a equação de Guth e Simba (1936) para a viscosidade. Nota-se que as concentrações do óleo foram idênticas às obtidas para as simulações que utilizaram a correlação de Schiller-Neumann e a equação de Pal (2000). Para as demais situações, os padrões simulados seguiram sempre as mesmas tendências (ver Anexo 5 – E).



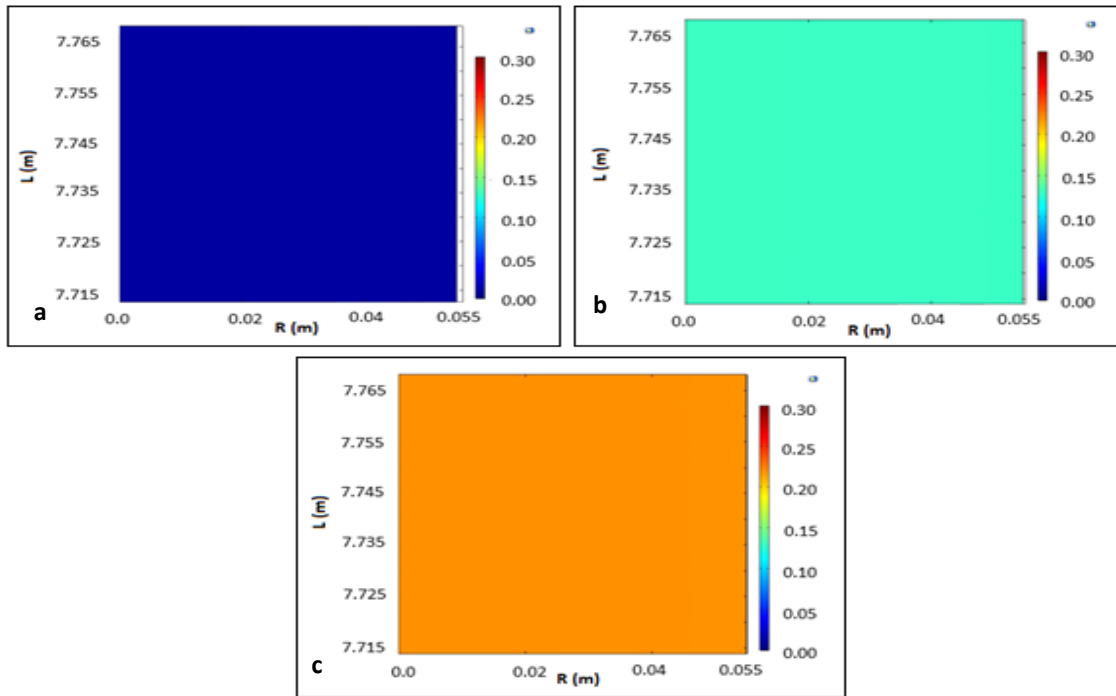
**Figura 5-39:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de 0.9 m.s<sup>-1</sup> e para as concentrações do óleo de 0.01 v/v (a), 0.13 v/v (b) e 0.22 v/v (c). Para um comprimento L da conduta, sendo R o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade.



**Figura 5-40:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Para um comprimento  $L$  da conduta, sendo  $R$  o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade.



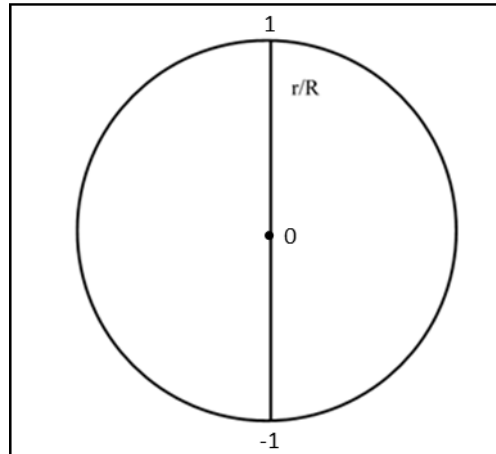
**Figura 5-41:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Para um comprimento  $L$  da conduta, sendo  $R$  o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade.



**Figura 5-42:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e para as concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Para um comprimento  $L$  da conduta, sendo  $R$  o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade.

### 5.1.3 Perfis de Concentração 1D

Nesta seção, apresentam-se os perfis radiais de concentração volumétrica do óleo 1D, obtidos através das técnicas de amostragem/picnometria e de EIT e da simulação do escoamento disperso. Na Figura 5-43, encontra-se uma representação esquemática do perfil vertical 1D, onde as posições foram determinadas através da razão entre o raio ( $r$ ) e o valor de  $R$ , correspondente a cada ponto ao longo do raio. As condutividades normalizadas, as mesmas calculadas para a reconstrução das imagens da EIT em 2D, correspondente aos vários pontos dispostos ao longo do raio, foram convertidas em concentração volumétrica do óleo para serem apresentadas nos perfis de concentração 1D. As equações utilizadas para a determinação da concentração do óleo a partir da condutividade normalizada serão apresentadas a seguir.



**Figura 5-43:** Esquema do perfil vertical 1D usado na representação dos perfis de concentração 1D para o escoamento disperso.

Nas Figuras 5-44, 5-45 e 5-46, foram apresentados os perfis radiais de concentração volumétrica do óleo obtidos pelas técnicas de amostragem/picnometria e de EIT e através das simulações. No caso da técnica de EIT, os perfis de condutividade normalizada foram convertidos em concentrações volumétricas do óleo utilizando a equação de Maxwell, que é uma das equações mais utilizadas que correlaciona a condutividade elétrica com a concentração de partículas (Fangary *et al.*, 1998; Norman *et al.*, 2005; Silva *et al.*, 2016; Wang *et al.*, 2003). Com base na Equação 5-2 é possível determinar a condutividade da mistura:

$$\sigma_m = \sigma_a \left( \frac{2-2\alpha_o}{2+\alpha_o} \right) \quad (5-2)$$

onde  $\sigma_m$  é a condutividade da mistura,  $\sigma_a$  é a condutividade da água e  $\alpha_o$  é a concentração volumétrica do óleo.

Combinando a condutividade normalizada,  $\eta$ , (Equação 5-1) com a condutividade da mistura,  $\sigma_m$ , (Equação 5-2), e através de manipulações algébricas, chega-se à concentração aparente do óleo,  $\alpha_{ap}$ , Equação 5-3 (Giguère *et al.*, 2008):

$$\alpha_{ap} = \frac{2-2((1+\eta)/(\sigma_o/\sigma_{so}))}{2-((1+\eta)/(\sigma_o/\sigma_{so}))} \quad (5-3)$$

onde  $\sigma_{so}$  é a condutividade para uma concentração inicial conhecida.

A segunda metodologia calcula a concentração do óleo através da razão entre a concentração volumétrica do óleo e uma área de controle ao longo do raio, multiplicada pela condutividade normalizada, Equação 5-4 (Silva *et al.*, 2016):

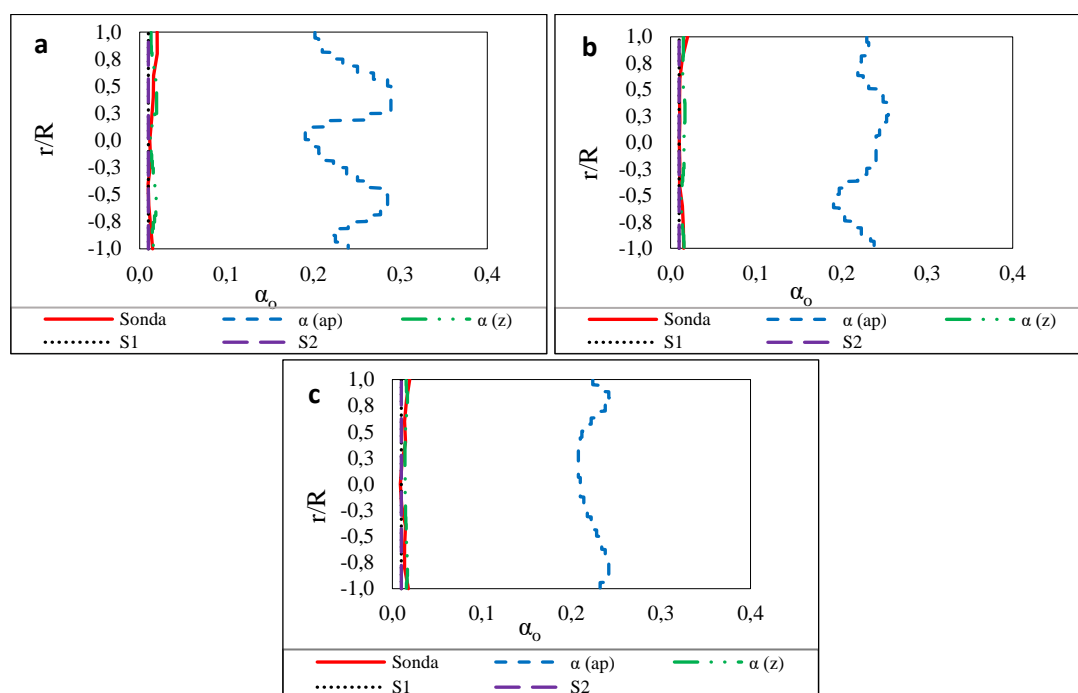
$$\alpha(z) = \frac{\alpha_0}{A_\sigma} \eta \quad (5-4)$$

onde  $\alpha(z)$  é a concentração de óleo na posição vertical  $z$  do raio e  $A_\sigma$  é a área de controle da condutividade normalizada.

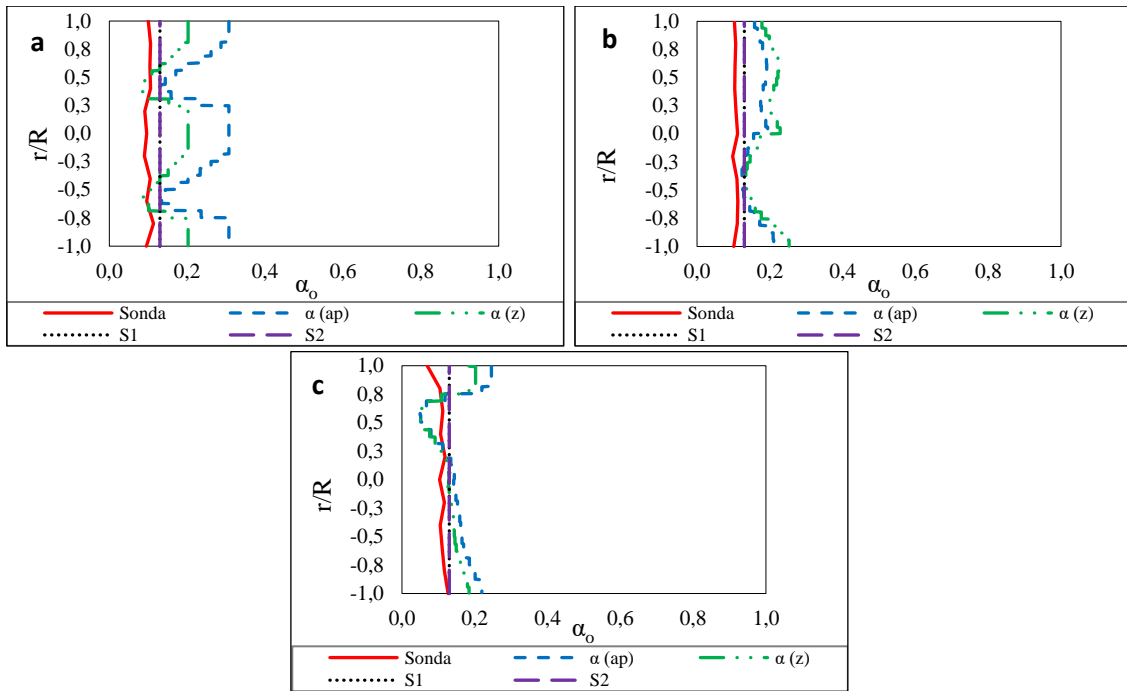
Os perfis radiais verticais de concentração volumétrica de óleo obtidos através da técnica de amostragem/picnometria identificam os sistemas como sendo de escoamento totalmente disperso, conseqüentemente, sem a formação de interfaces ou regiões com elevados diferenciais de concentração ao longo da seção transversal da conduta. Estes dados, reforçam a análise feita na Seção 3.5 para os escoamentos da mistura óleo/água em padrões dispersos, onde foram apresentadas imagens microscópicas que caracterizavam os escoamentos como totalmente disperso, independente da concentração ou velocidade da mistura. Também a análise feita na Seção 5.1.1.5, onde foram apresentadas fotografias dos escoamentos para esta situação, confirmam a existência de padrões de escoamentos com características de sistemas totalmente dispersos.

Os perfis de concentração do óleo de 0.01 v/v feitos utilizando os valores da condutividade normalizada e a Equação 5-4 (Figuras 5-44 e 5-47), apresentaram concordância com os perfis feitos através da picnometria. Entretanto, utilizando os valores da condutividade normalizada e a equação de Maxwell (Equação 5-3), foram obtidos perfis com valores de concentração volumétrica do óleo sobrestimados em relação aos perfis feitos através da picnometria. Os perfis de concentração volumétrica do óleo de 0.13 (Figuras 5-45 e 5-48) feitos utilizando os valores da condutividade normalizada e as Equações 5-3 e 5-4, apresentaram tendências parecidas, sendo identificadas variações de condutividade normalizada ao longo do raio. Contudo, os resultados diferem dos obtidos através da picnometria, sendo mais sobrestimados nas velocidades mais baixas e utilizando a Equação 5-4. Por fim, nos perfis de concentração volumétrica do óleo de 0.22 (Figuras 5-46 e 5-49), feitos utilizando os valores da condutividade normalizada e as Equações 5-3 e 5-4, apresentaram resultados bastante próximos com variações de condutividade ao longo do raio. Entretanto, comparando com os dados obtidos pela sonda, também foram sobrestimados. Referente aos perfis obtidos

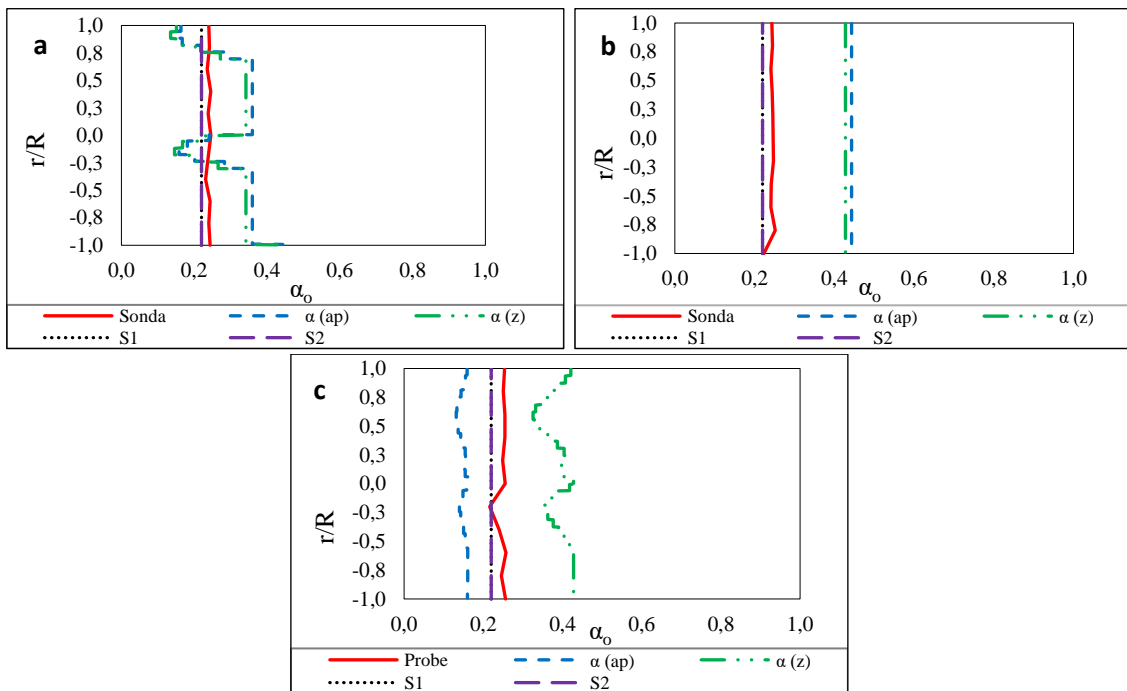
através das simulações, nas Figuras 5-44, 5-45 e 5-46, encontram-se os perfis simulados para a concentração do óleo utilizando dois conjuntos de equações, um (S1) corresponde à utilização da correlação de Schiller-Neumann (*drag coefficient*) e da equação de Pal (2000), viscosidade, e o outro (S2) corresponde à utilização da correlação de Schiller-Neumann (*drag coefficient*) e da equação de Guth e Simba (1936), viscosidade. Já nas Figuras 5-47, 5-48 e 5-49, encontram-se os perfis simulados para a concentração do óleo utilizando dois outros conjuntos de equações, um (S3) corresponde à utilização da correlação de Haider-Levenspiel (*drag coefficient*) e da equação de Pal (2000), viscosidade, e o outro (S4) corresponde à utilização da correlação de Haider-Levenspiel (*drag coefficient*) e da equação de Guth e Simba (1936), viscosidade. Os perfis foram idênticos para todas as simulações, independente das correlações utilizadas, confirmando a análise feita para as imagens em 2D obtidas para a simulação do escoamento disperso, e conseguiram prever satisfatoriamente os resultados experimentais. As demais simulações testadas conduziram a tendências idênticas às apresentadas e podem ser vistas no Anexo 5 – F.



**Figura 5-44:** Perfis radiais de concentração volumétrica do óleo, 1D, simulados para o escoamento disperso. Concentração volumétrica do óleo de 0.01 e velocidades da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  (a),  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  (b) e  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  (c). Nas simulações, S1 corresponde à correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade e S2 corresponde à correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade.

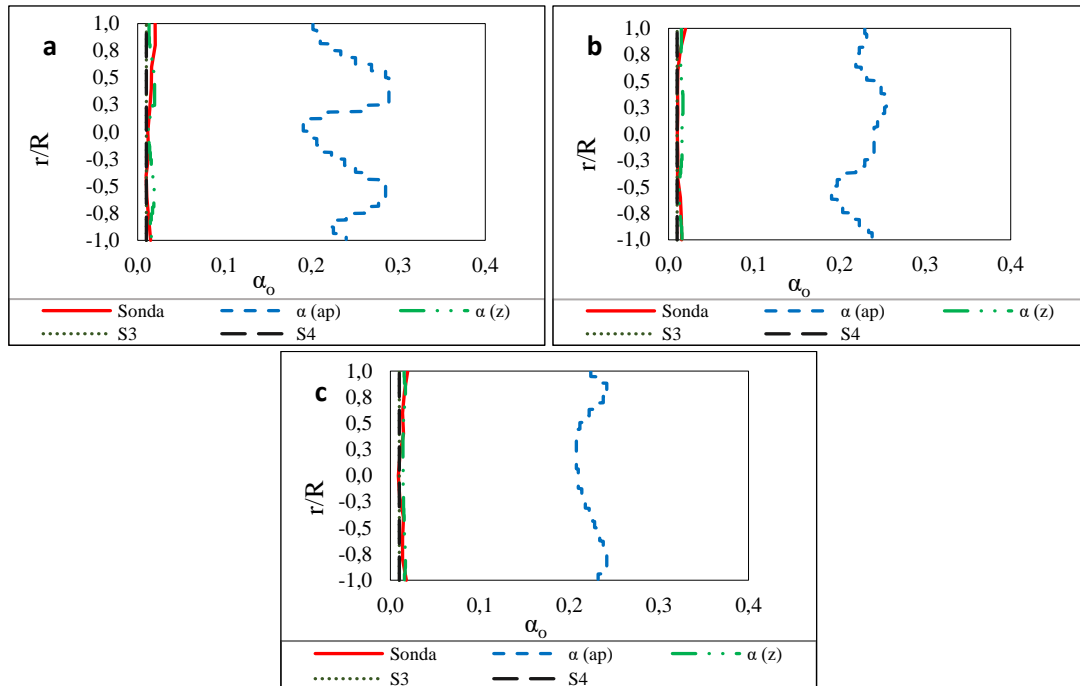


**Figura 5-45:** Perfis radiais de concentração volumétrica do óleo, 1D, simulados para o escoamento disperso. Concentração volumétrica do óleo de 0.13 e velocidades da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  (a),  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  (b) e  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  (c). Nas simulações, S1 corresponde à correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade e S2 corresponde à correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade.

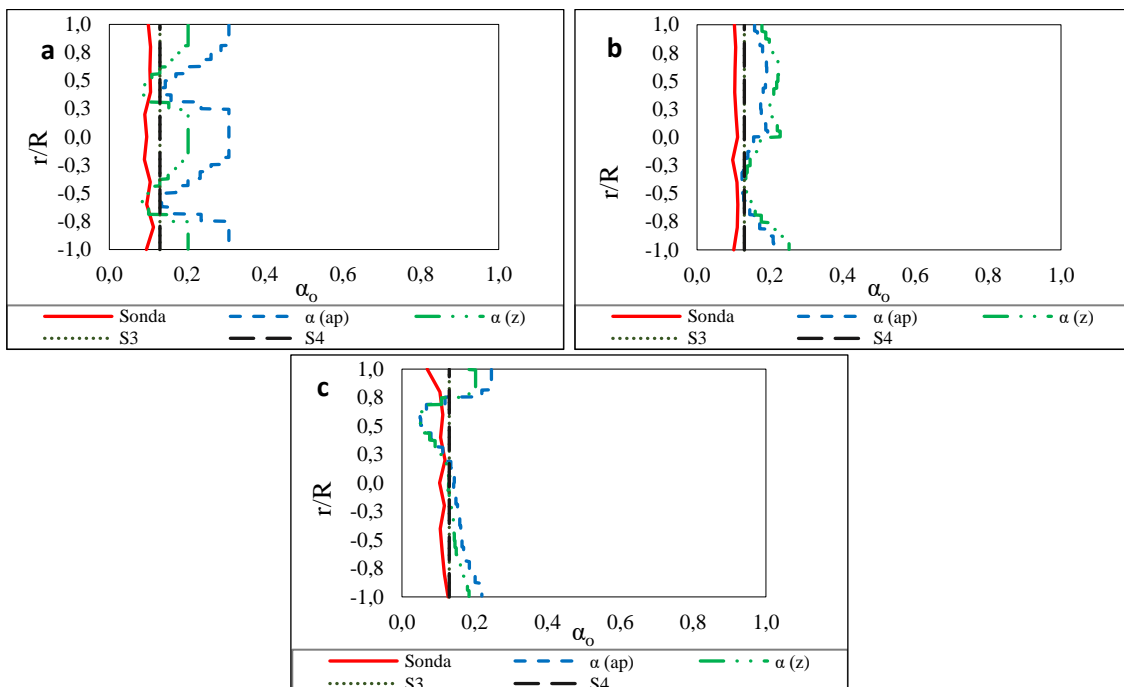


**Figura 5-46:** Perfis radiais de concentração volumétrica do óleo, 1D, simulados para o escoamento disperso. Concentração volumétrica do óleo de 0.22 e velocidades da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  (a),  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  (b) e  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  (c). Nas simulações, S1 corresponde à correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade e S2 corresponde à correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade.

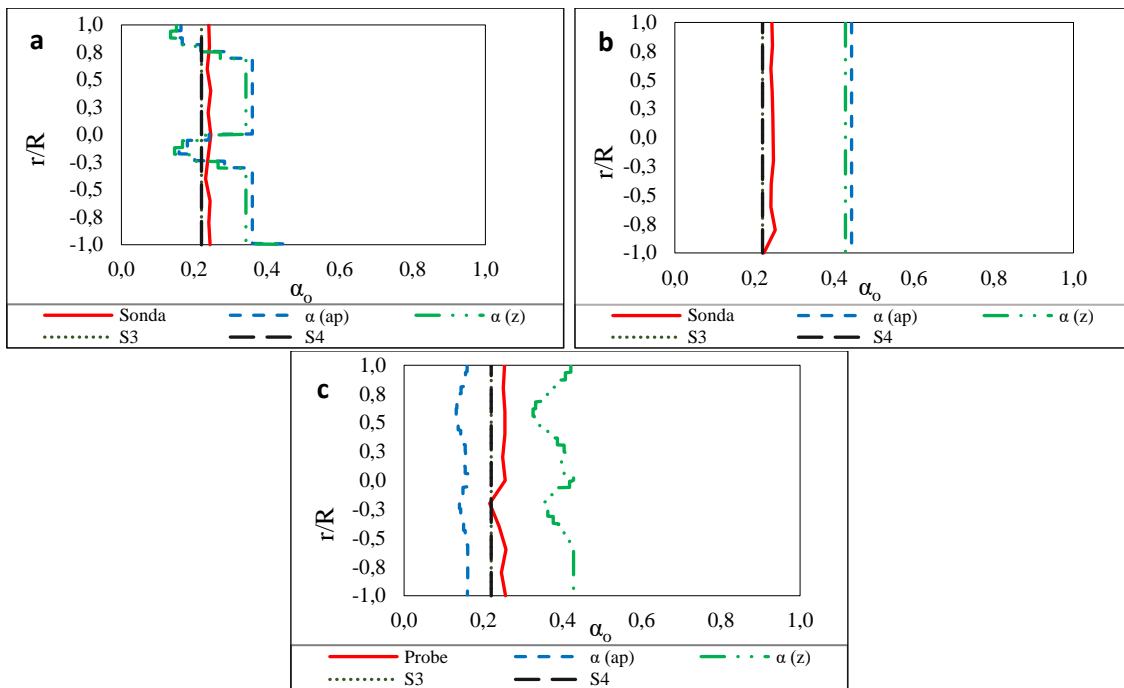




**Figura 5-47:** Perfis radiais de concentração volumétrica do óleo, 1D, simulados para o escoamento disperso. Concentração volumétrica do óleo de 0.01 e velocidades da mistura de  $0.9 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  (a),  $2.1 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  (b) e  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  (c). Nas simulações, S3 corresponde à correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade e S4 corresponde à correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade.



**Figura 5-48:** Perfis radiais de concentração volumétrica do óleo, 1D, simulados para o escoamento disperso. Concentração volumétrica do óleo de 0.13 e velocidades da mistura de  $0.9 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  (a),  $2.1 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  (b) e  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  (c). Nas simulações, S3 corresponde à correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade e S4 corresponde à correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade.



**Figura 5-49:** Perfis radiais de concentração volumétrica do óleo, 1D, simulados para o escoamento disperso. Concentração volumétrica do óleo de 0.22 e velocidades da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  (a),  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  (b) e  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  (c). Nas simulações, S3 corresponde à correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade e S4 corresponde à correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* e Pal (2000) para o cálculo da viscosidade.

A análise do escoamento disperso apresentada nesta seção demonstrou que com os fluidos testados (parafina líquida e água) e as condições de escoamento propostas foi possível reproduzir experimentalmente o escoamento disperso e, assim, validar o estudo de simulação numérica, o qual utilizou a abordagem Euler-Euler em conjunto com o modelo da turbulência  $k-\varepsilon$ , onde foram comparadas as correlações de Schiller-Neumann e de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e as equações de Guth e Simba (1936), Brakman (1952) e Pal (2000) para calcular a viscosidade, levando às conclusões a seguir.

As equações da viscosidade foram mais influentes que as correlações do *drag coefficient* tanto nos perfis da energia cinética turbulenta ( $k$ ) quanto nos perfis da taxa de dissipação turbulenta ( $\varepsilon$ ). Para os valores de queda de pressão simulados, comparando-os com os experimentais, o conjunto das equações de Schiller-Neumann (*drag coefficient*) e Guth e Simba (1936), viscosidade, obteve menores desvios para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$ . Para as demais velocidades, os menores desvios foram obtidos para os conjuntos de equações de Schiller-Neumann (*drag coefficient*) e Pal (2000) para a viscosidade, e Haider-Levenspiel (*drag coefficient*) e Pal (2000) para a viscosidade, ligeiramente para o primeiro conjunto de equações para a gama de velocidade testada.

Observou-se também que as equações da viscosidade tiveram maior influência sobre a queda de pressão que as correlações do *drag coefficient*.

Referente à caracterização do padrão de escoamento disperso, as fotografias dos testes confirmaram a existência do padrão de escoamento totalmente disperso e, através das imagens de EIT, foi possível observar um padrão homogêneo, em perfeito acordo com as fotografias. Entretanto, com o aumento da concentração do óleo o padrão na imagem de EIT foi tornando-se mais heterogêneo. As imagens obtidas através das simulações conseguiram prever o padrão de escoamento disperso em todas as situações.

Os perfis radiais verticais de concentração volumétrica do óleo em 1D obtidos através da técnica de amostragem/picnometria confirmaram a existência de um padrão de escoamento totalmente disperso, estando coerentes com as análises microscópicas das gotas, as quais demonstraram a existência de uma dispersão das gotas de óleo na água, no topo, no centro e na base da conduta. A determinação da concentração do óleo na mistura através da condutividade normalizada em conjunto com a equação de Maxwell (Equação 5-3) e em conjunto com a Equação 5-4 obtiveram valores idênticos, mas sobrestimados (comparados com os obtidos através da técnica de amostragem/picnometria) para a concentração volumétrica do óleo de 0.01. Para a concentração volumétrica do óleo de 0.13, as Equações 5-3 e 5-4 apresentaram tendências parecidas, porém, os resultados diferem dos obtidos através da picnometria, sendo mais sobrestimados nas velocidades mais baixas e utilizando a equação 5-4. Para a concentração volumétrica do óleo de 0.22, as Equações 5-3 e 5-4 apresentaram valores bastante próximos, mas também sobrestimados em relação aos obtidos através da picnometria. A principal conclusão reside no fato de ter sido possível, com o modelo proposto, prever adequadamente os perfis radiais de concentração volumétrica do óleo 1D, independente da combinação das equações usadas para calcular o *drag coefficient* e a viscosidade da mistura, descrevendo satisfatoriamente os resultados experimentais em todas as situações.

## 5.2 Escoamento Estratificado

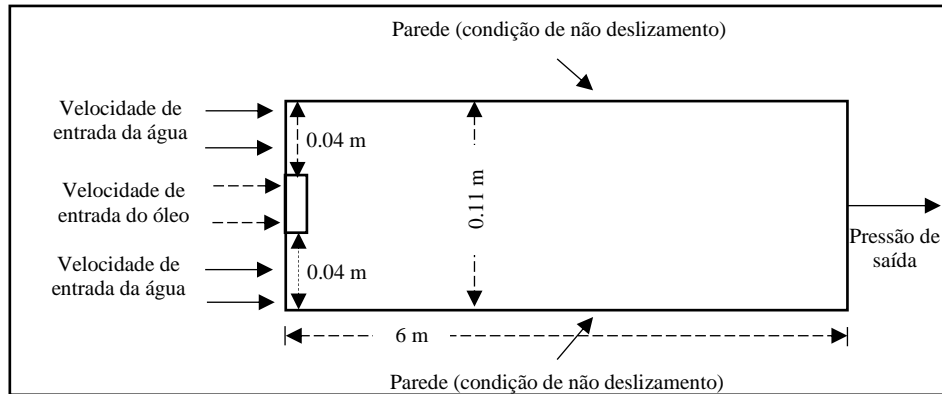
No contexto industrial, a exploração e produção do petróleo, por exemplo, requer um alto conhecimento voltado para o transporte dos fluidos envolvidos nesses processos. Na exploração, o óleo bruto e outros fluidos (água, areia, gás etc) são conduzidos do

reservatório até à plataforma enquanto na produção, são conduzidos da plataforma até à refinaria. Contudo, torna-se imprescindível caracterizar os aspetos dinâmicos dos escoamentos das misturas em condutas para a criação de projetos, ou melhorias dos já existentes, voltados para esses sistemas evitando, assim, perdas de energia e minimizando os altos custos associados ao transporte dos fluidos. Dependendo das condições governantes apresentadas pelo sistema (concentração das fases, velocidade superficial dos fluidos e queda de pressão), o escoamento estratificado, caracterizado pela nítida segregação das fases, pode ser o padrão assumido no transporte dos fluidos e, vantajosos por implicar menores custos energéticos, portanto, o aprofundamento do seu estudo é de fundamental importância.

Neste trabalho, foi realizado um estudo voltado para o escoamento estratificado óleo/água com abordagens experimental e simulada. Para a obtenção dos dados experimentais para este escoamento, o sistema piloto operava em regime fechado e os fluidos (parafina líquida e água) eram injetados separadamente na seção de teste. Os experimentos foram realizados para as velocidades superficiais da água de 0.30 e 0.45  $\text{m.s}^{-1}$  e do óleo de 0.17, 0.35, 0.72, 1.00 e 1.27  $\text{m.s}^{-1}$ . Nesta seção, apresentar-se-ão quer os resultados experimentais (queda de pressão e perfis de distribuição das fases) quer os simulados para o padrão de escoamento proposto, comparando-se valores simulados com experimentais com vista à confirmação da validade dos modelos.

### 5.2.1 Simulação do Escoamento Estratificado

As simulações foram feitas para escoamentos com geometrias bidimensional e tridimensional para as mesmas velocidades experimentais da água e do óleo, onde foram considerados as hipóteses de escoamento isotérmico, incompressível, sem transferências de massa entre as fases, transiente e turbulento. Para parâmetro de entrada da simulação, foram requeridas a rugosidade da parede da conduta ( $10^{-6}$  m), as velocidades superficiais dos fluidos, a concentração volumétrica do óleo e as propriedades físicas dos fluidos: densidade, viscosidade e tensão interfacial. A definição da geometria e a criação da malha foram feitas no próprio *software* do programa COMSOL Multiphysics® versão 4.4. Tratando-se de uma geometria simples (Figura 5-50) com o diâmetro interno de 0.11 m, o comprimento de 6 m, e domínio assimétrico para geometria 2D e simétrico para geometria 3D, utilizou-se uma malha estruturada triangular com refino nas paredes.



**Figura 5-50:** Esquema da geometria utilizada para a simulação numérica do escoamento estratificado.

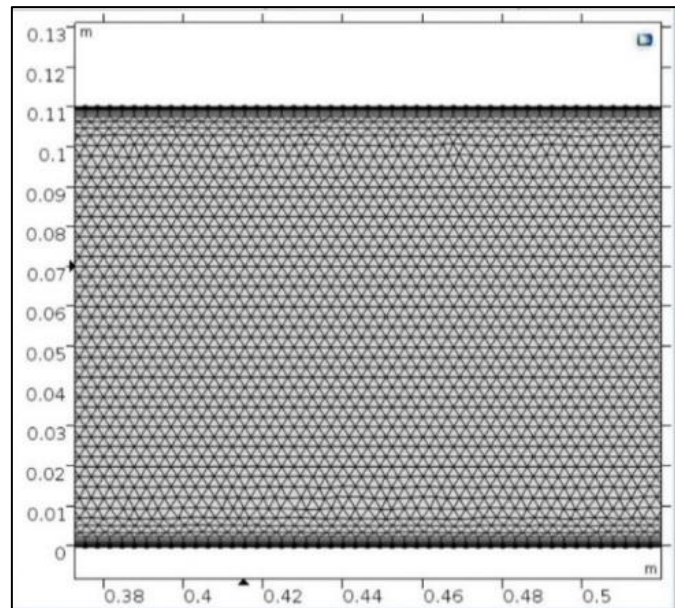
As principais condições de contorno utilizadas para a simulação do escoamento estratificado encontram-se na Tabela 5-12:

**Tabela 5-12:** Condições de contorno utilizadas nos escoamentos estratificados.

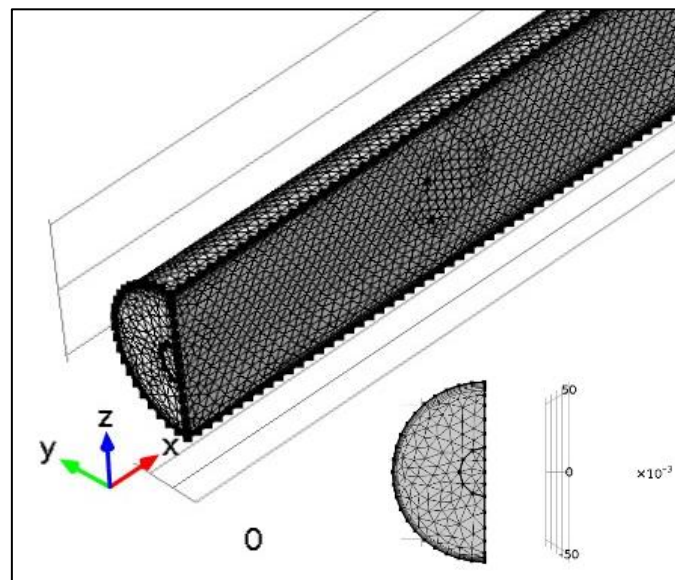
Tipo	Condições de Contorno
<b>Entrada</b>	Velocidade do óleo Velocidade da água
<b>Saída</b>	Pressão igual a zero Energia cinética turbulenta igual a zero Taxa de dissipação turbulenta igual a zero
<b>Parede</b>	<i>No slip</i> (não deslizamento)

### 5.2.1.1 Malhas de Elementos Finitos para Geometrias 2D e 3D

As definições das malhas mais adequadas para as simulações em causa foram feitas através de sucessivos refinamentos e cálculos da queda de pressão até serem obtidas as melhores malhas de elementos finitos, de tal modo que mais refinamento não fazia variar a pressão. Nas Figuras 5-51 e 5-52, encontram-se as melhores malhas obtidas para a geometria 2D (90892 elementos) e 3D (346667 elementos), respetivamente. Nas seções a seguir, os testes realizados para a definição das melhores malhas em geometrias 3D e 2D serão discutidos detalhadamente.



**Figura 5-51:** Malha refinada para as simulações dos escoamentos estratificado para geometria 2D (90892 elementos).

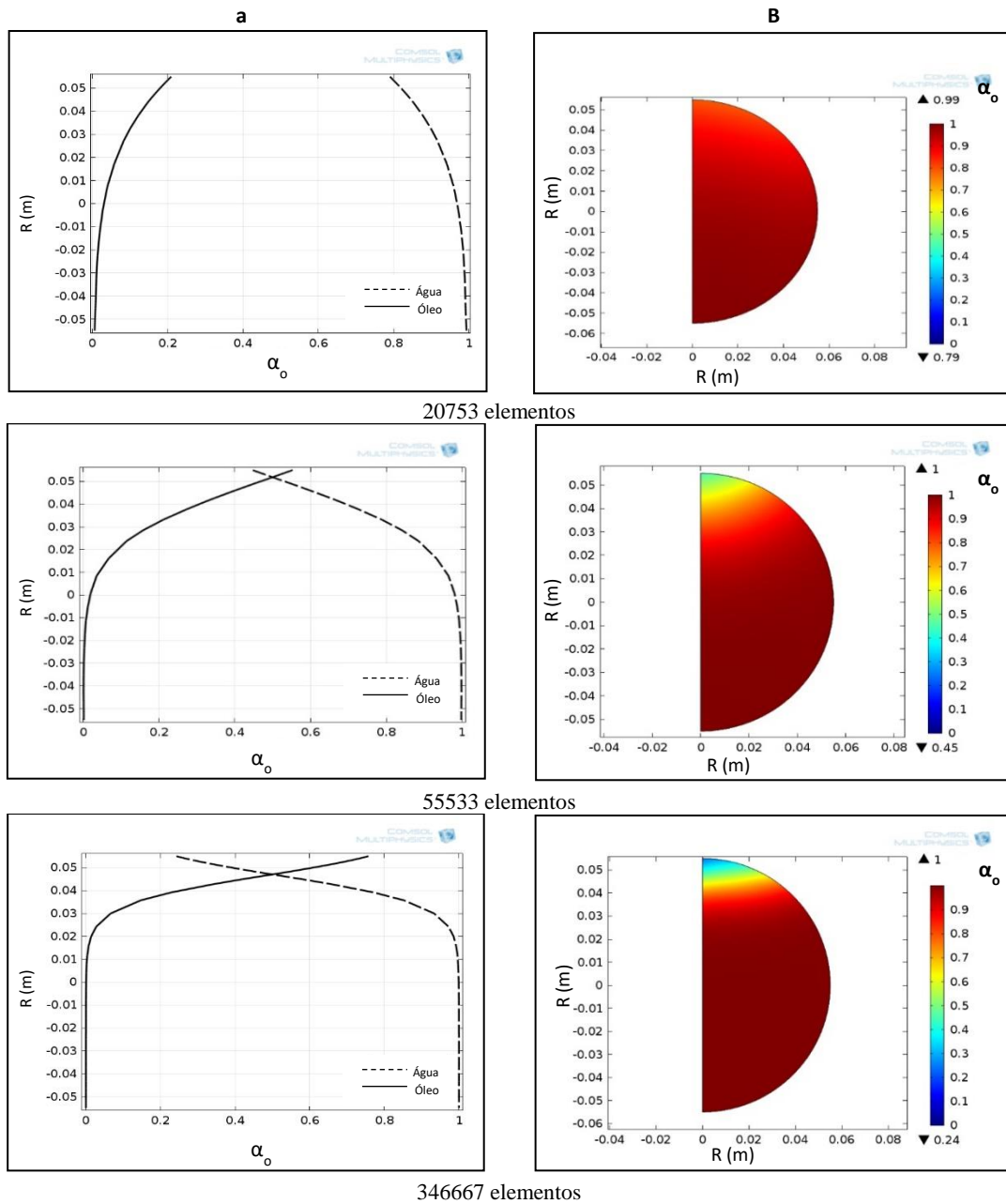


**Figura 5-52:** Malha refinada para as simulações dos escoamentos estratificado para geometria simétrica 3D (346667 elementos).

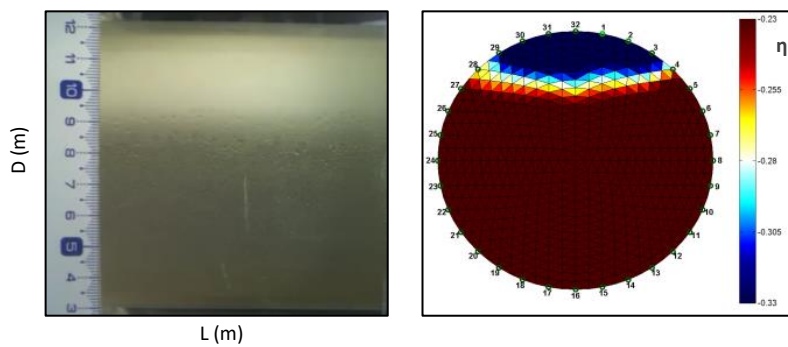
### 5.2.1.2 Simulação do Escoamento Estratificado em Geometria 3D

As simulações iniciaram-se tentando avaliar a viabilidade de serem conduzidas com base na geometria 3D. Os testes para determinação da melhor malha de elementos finitos em geometria simétrica 3D foram feitos para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.30$  e  $0.17 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , respetivamente. Inicialmente foi utilizada uma malha com 20753 elementos. O tempo necessário para a simulação foi de 32 hora, porém os

resultados de queda de pressão, distribuição de concentração volumétrica do óleo ao longo do diâmetro vertical da seção transversal da conduta e do padrão de escoamento apresentaram-se bastante diferentes dos obtidos experimentalmente. Dando seguimento, foi feita uma nova simulação utilizando uma malha com 55533 elementos. Neste caso, o esforço computacional foi muito maior e, mesmo reduzindo o comprimento da conduta, a simulação foi interrompida no quarto dia antes de ser possível simular todo o comprimento. Por fim, foi feito um terceiro refinamento com uma nova malha de 346667 elementos e, como esperado, a simulação também foi interrompida devido ao esforço computacional tendo apenas sido possível simular um comprimento de conduta de 1.3 m. Os resultados das simulações em geometria 3D, no que se diz respeito à distribuição das fases, encontram-se na Figura 5-53, na coluna (a) apresentam-se os perfis de concentração volumétrica simulada para os dois fluidos ao longo do diâmetro vertical da seção transversal da conduta e na coluna (b) apresentam-se os cortes transversais da conduta. Para o segundo caso, as concentrações volumétricas dos fluidos foram representadas através de um diagrama de cores: a cor vermelha representa a água pura, a cor azul o óleo puro e o intervalo entre as cores vermelha e azul representa concentrações relativas às misturas entre as fases. Os perfis de concentração volumétrica apresentados foram obtidos para 1.0 m a partir da entrada da seção de teste (devido às restrições computacionais para a malha mais refinada que limitou o comprimento das simulações a 1.3 m a partir da entrada da conduta). Nos perfis 1D (coluna da esquerda), o cruzamento da curva volumétrica de concentração do óleo com a curva volumétrica de concentração da água indica a posição da interface ao longo do diâmetro vertical e, conseqüentemente, a existência de uma camada de óleo na zona superior do sistema. Assim, para a simulação com menor refinamento (Figura 5-53 com 20753 elementos), nota-se que não foi possível prever a formação da camada de óleo. O refinamento da malha levou a melhores previsões para a formação das duas fases, sendo que a malha mais refinada (Figura 5-53 com 346667 elementos) apresentou menor concentração de água na fase oleosa, mostrando-se mais concordante com o que foi observado experimentalmente pela fotografia e a imagem de EIT (Figura 5-54).



**Figura 5-53:** Perfis de concentrações simulados em geometria 3D para o escoamento estratificado óleo/água para velocidade superficial da água de  $0.30 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e do óleo de  $0.17 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  usando malhas com diferentes números totais de elementos.  $R$  é o raio da conduta e  $\alpha_o$  é a concentração volumétrica do óleo.



**Figura 5-54:** Imagem fotográfica e perfil de EIT da distribuição de fases em uma seção transversal da conduta para escoamento com padrão estratificado. Velocidade superficial da água e do óleo de  $0.30$  e  $0.17 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , respectivamente.  $\eta$  é a condutividade normalizada  $L$  é o comprimento da conduta e  $D$  é o diâmetro da conduta.



Os valores da queda de pressão obtidos para o teste de malha em geometria 3D encontram-se na Tabela 5-13, onde a malha com 346667 elementos obteve o menor desvio, 43.7%, quando comparado com o valor experimental da queda de pressão de 16.7 Pa.m<sup>-1</sup>. Eventualmente, poderá ser necessário maior refinamento da malha nesta geometria para melhor prever o valor experimental da queda de pressão.

**Tabela 5-13:** Valores da queda de pressão ( $\Delta P_{sim}$ ) para simulações em 3D utilizando malhas com diferentes números de elementos.

Número de Elementos	$\Delta P_{sim}$ (Pa.m <sup>-1</sup> )	Erro  (%)
20753	95.0	468.9
55533	35.0	109.9
346667	24.0	43.7

Contudo, devido ao elevado esforço computacional exigido para a simulação do escoamento estratificado, utilizando o método *level-set*, tornou-se inviável conduzir a simulação em geometria 3D. Sendo assim, estudou-se a possibilidade de a simulação ser realizada em geometria 2D e as análises serão apresentadas na seção a seguir.

### 5.2.1.3 Simulação do Escoamento Estratificado em Geometria 2D

Constatada a inviabilidade de se fazer a simulação em geometria 3D, foram realizados testes para avaliar a possibilidade de conduzir a simulação para o escoamento estratificado com base em uma geometria 2D, com o objetivo de otimizar a malha usada na simulação. Os testes preliminares foram realizados de igual modo para simulações utilizando velocidades superficiais da água de 0.3 m.s<sup>-1</sup> e do óleo de 0.17 m.s<sup>-1</sup>, para as quais o valor experimental de queda de pressão foi de 16.7 Pa.m<sup>-1</sup>. As malhas que obtiveram melhores resultados (Tabela 5-14) foram construídas de 90892, 115322 e 169721 elementos e obtiveram desvios entre 2.4 e 3.0%. Portanto, todas as restantes simulações para o escoamento estratificado foram realizadas com a malha de 90892 elementos que obteve o menor desvio, 2.4%, e implica em menor esforço computacional.

**Tabela 5-14:** Valores de queda de pressão ( $\Delta P_{sim}$ ) para simulações em geometria 2D obtidos para as malhas ótimas.

Número de Elementos	$\Delta P_{sim}$ (Pa.m <sup>-1</sup> )	Erro  (%)
90892	16.3	2.4
115322	16.2	3.0
169721	16.2	3.0

Apesar de não inviabilizar a simulação 2D, o esforço computacional para esta geometria foi também um fator bastante limitante, uma vez que os testes feitos para as malhas com 115322 e 169721 requereram entre 96 a 110 horas para simular todo o comprimento da conduta e o teste feito para a malha com 90892 elementos requereu em média 86 horas. Nas seções a seguir, serão apresentados e discutidos os resultados obtidos para a simulação 2D para o escoamento estratificado utilizando a malha com 90892 elementos, para as diferentes condições testadas.

#### 5.2.1.4 Perfis de Velocidade para Simulações com Geometria 2D

Por forma a garantir que os escoamentos simulados correspondem a uma posição (distância da entrada) para a qual o escoamento já estabilizou, levou-se em consideração a posição, no eixo horizontal da conduta, a partir da qual a velocidade de escoamento da mistura apresentava baixa variação quando a distância da entrada aumentava. Na Tabela 5-15, indicou-se os valores dos comprimento de conduta, para as várias situações testadas (velocidades superficial do óleo e da água), para as quais se verificou estabilidade do perfil de velocidades. O aumento da velocidade da água implicou em maior comprimento de estabilização.

**Tabela 5-15:** Comprimento de estabilização necessário para o escoamento estratificado.  $V_o$  e  $V_a$  são as velocidades superficiais do óleo e da água, respetivamente, e  $L_{\text{estab.}}$  é o comprimento necessário para a de estabilização da mistura.

$V_o$ ( $m.s^{-1}$ )	$V_a$ ( $m.s^{-1}$ )	
	0.30	0.45
$L_{\text{estab.}}$ (m)		
0.17	2.85	4.70
0.35	2.45	4.00
0.72	2.10	3.90
1.00	2.00	3.70
1.27	1.95	3.30

Os resultados dos perfis de velocidade das misturas, simulados para as velocidades superficiais da água de  $0.30 m.s^{-1}$  e do óleo variando entre  $0.17$  e  $1.27 m.s^{-1}$ , podem ser vistos entre as Figuras 5-55 e 5-59, enquanto para a velocidade superficial da água de  $0.45 m.s^{-1}$  e do óleo na mesma gama, podem ser vistos entre as Figuras 5-60 e 5-64. A representação da velocidade em 2D (a) foi feita através de um diagrama de cores, onde as cores vermelha e azul representam as maiores e menores velocidades dos fluidos na

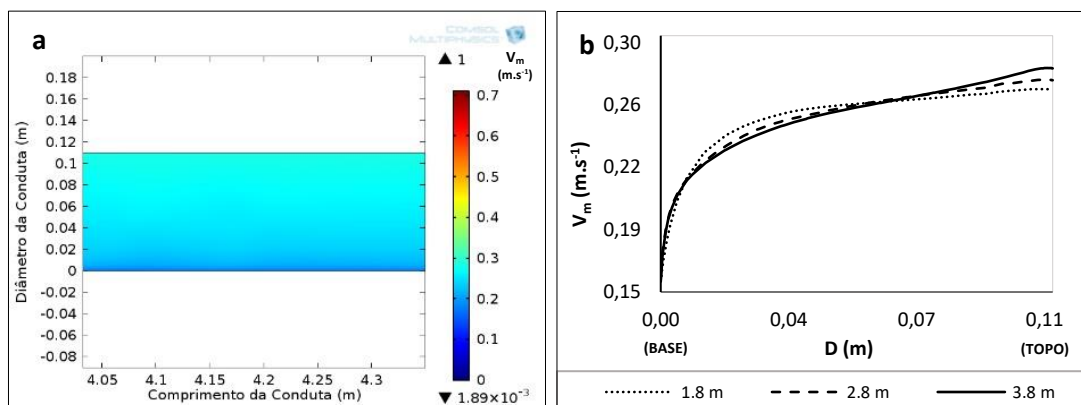
conduta, respetivamente, e a variação entre ambas cores, as velocidades intermédias. A coluna (b) das figuras apresenta os perfis radiais 1D ao longo do diâmetro vertical da conduta. Analisando as figuras percebe-se que ocorrem alterações nos perfis de velocidade em todo o domínio devido ao aumento da velocidade superficial do óleo, tanto para a velocidade superficial da água de  $0.30 \text{ m.s}^{-1}$  quanto para a velocidade superficial da água de  $0.45 \text{ m.s}^{-1}$ .

Analisando os perfis de velocidade 2D (Figuras de 5-55 (a) a 5-64 (a)), é evidente a assimetria das mesmas, mais notória quando aumenta a velocidade do óleo, registrando-se maiores velocidades na parte superior da conduta. Por outro lado, quando a velocidade do óleo aumenta a espessura da camada de velocidades mais elevadas aumenta também, como seria de esperar. Este efeito é menos notório quando a velocidade da água aumenta, sendo apenas mais evidente para as maiores velocidades do óleo, a partir de  $0.72 \text{ m.s}^{-1}$ , provavelmente devido a um maior efeito de mistura entre as fases o que leva a um amortecimento (*damping*) do escoamento da fase oleosa.

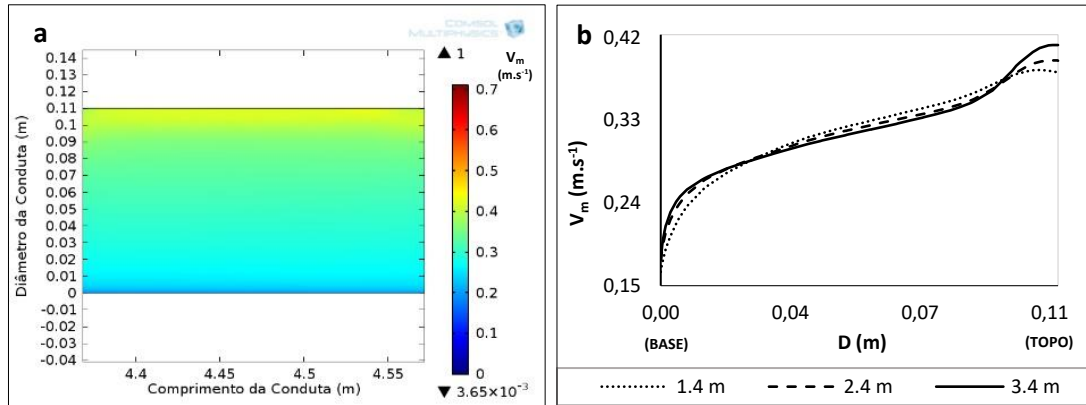
Analisando os perfis de velocidade 1D (Figuras de 5-55 (b) a 5-64 (b)), é também evidente a assimetria dos perfis de velocidade, sendo visível o crescimento de uma região de maiores velocidades no topo da conduta, que se projeta para o centro, em resultado do aumento da velocidade superficial do óleo, sendo este efeito mais notório para a maior velocidade superficial da água.

Por outro lado, comparando os perfis de velocidade para vários comprimentos da conduta verifica-se que a partir de um determinado comprimento, variável consoante as condições de teste, foi sempre possível atingir a estabilidade hidrodinâmica do sistema.

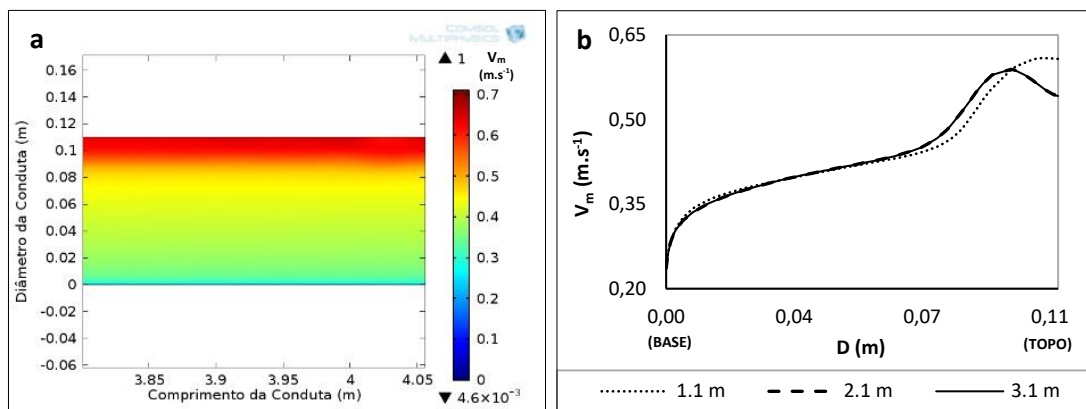
#### Velocidade superficial da água de $0.30 \text{ m.s}^{-1}$



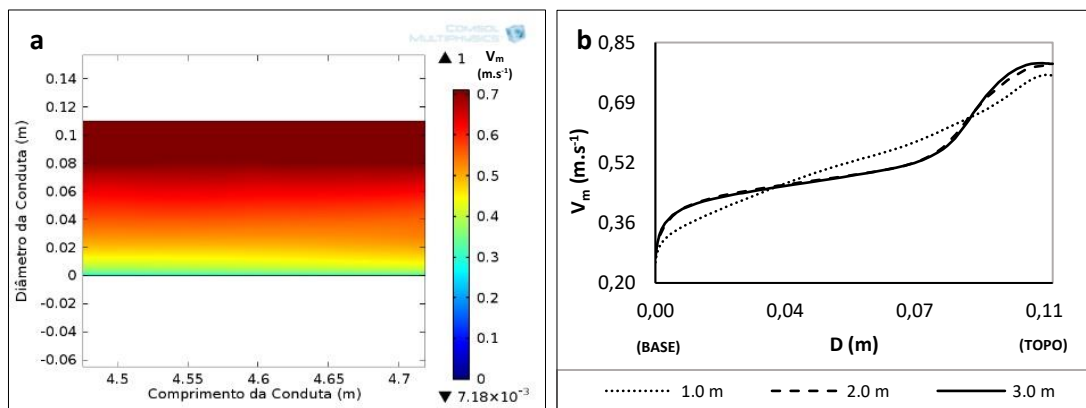
**Figura 5-55:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.30$  e  $0.17 \text{ m.s}^{-1}$ , respetivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura.



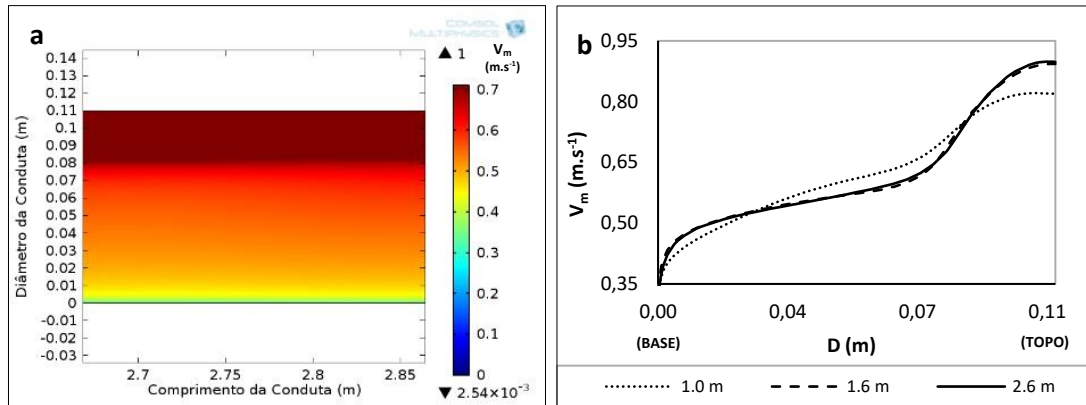
**Figura 5-56:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.30$  e  $0.35 \text{ m.s}^{-1}$ , respectivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura



**Figura 5-57:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.30$  e  $0.72 \text{ m.s}^{-1}$ , respectivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura.

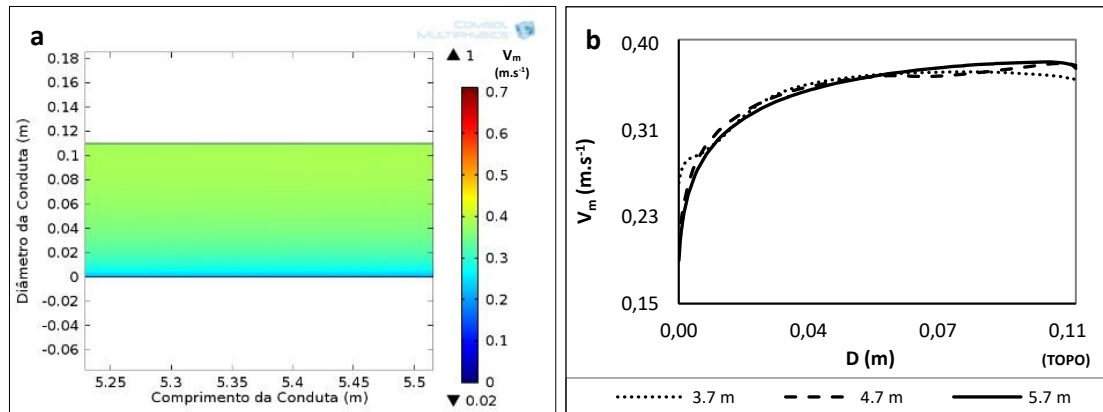


**Figura 5-58:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.30$  e  $1.00 \text{ m.s}^{-1}$ , respectivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura.

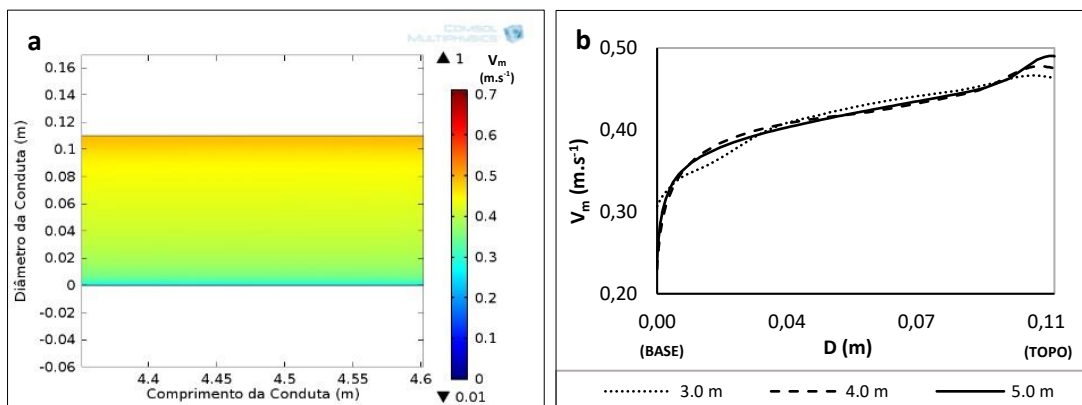


**Figura 5-59:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidade superficial da água e do óleo  $0.30$  e  $1.27\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ , respectivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura.

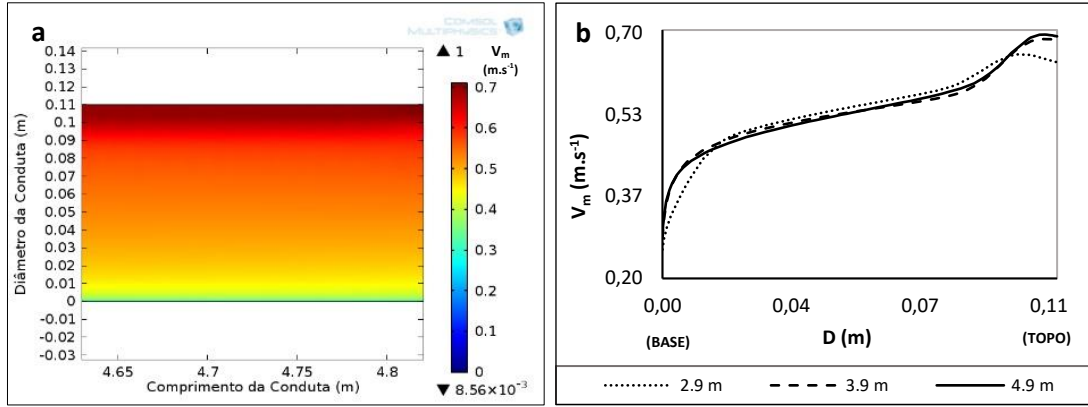
### Velocidade superficial da água de $0.45\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$



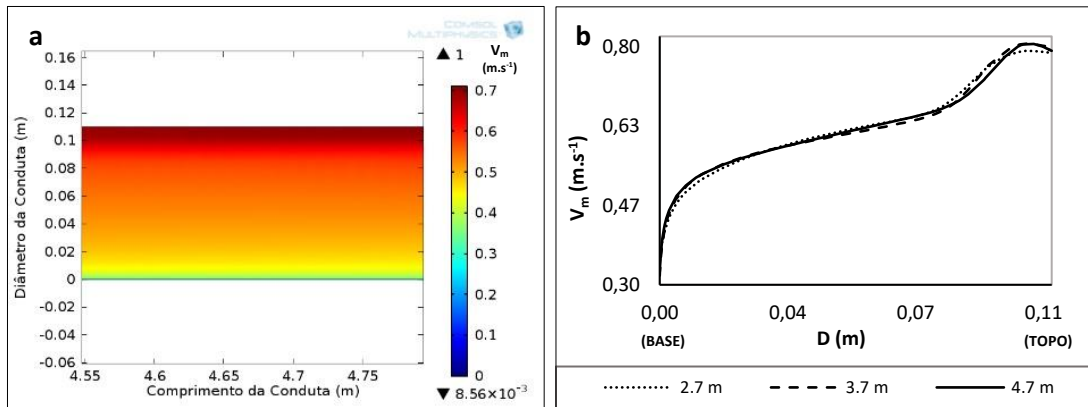
**Figura 5-60:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.45$  e  $0.17\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ , respectivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura.



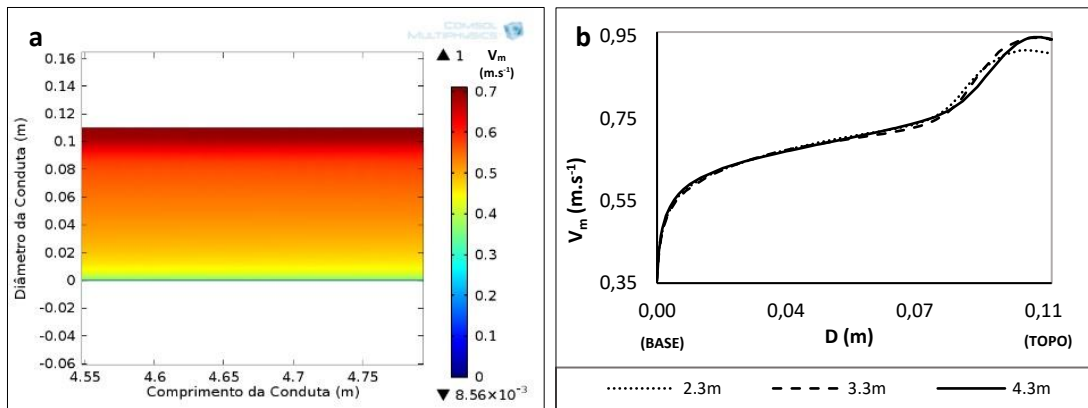
**Figura 5-61:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.45$  e  $0.35\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ , respectivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura.



**Figura 5-62:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.45$  e  $0.72\text{m.s}^{-1}$ , respectivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura.



**Figura 5-63:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.45$  e  $1.00\text{m.s}^{-1}$ , respectivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura.



**Figura 5-64:** Perfis de velocidade 2D (a) e 1D (b) obtidos através da simulação do escoamento estratificado óleo/água para as velocidades superficiais da água e do óleo de  $0.45$  e  $1.27\text{m.s}^{-1}$ , respectivamente.  $D$  é o diâmetro da conduta e  $V_m$  é a velocidade da mistura.

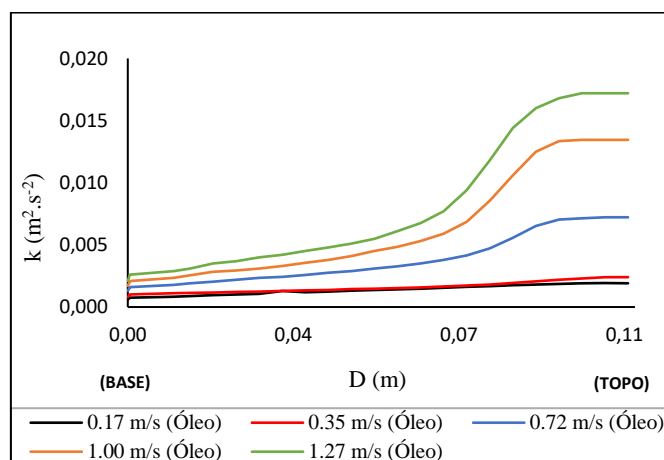
### 5.2.1.5 Perfis da Turbulência para o escoamento Estratificado

Nesta seção, serão apresentados os perfis da energia cinética turbulenta ( $k$ ) e da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) para o padrão de escoamento estratificado simulados através do método *level-set* utilizando o método RANS em combinação com o modelo da turbulência  $k-\epsilon$ .

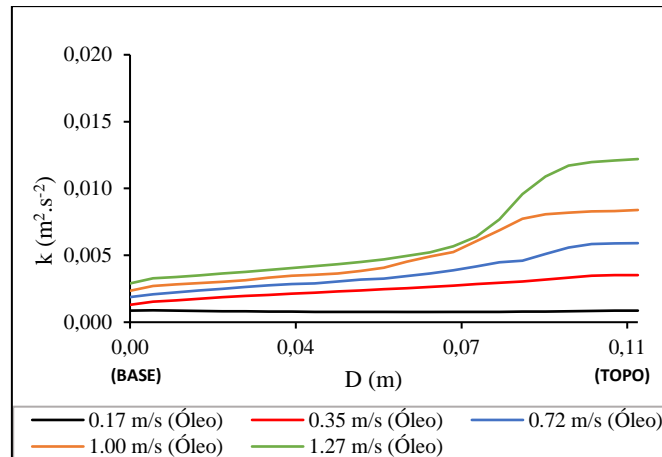
#### Energia Cinética Turbulenta para o escoamento Estratificado

Nas Figuras 5-65 e 5-66, apresentam-se os resultados das simulações para os perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) feitas para as velocidades superficiais da água de  $0.30 \text{ m.s}^{-1}$  e  $0.45 \text{ m.s}^{-1}$  e velocidades superficiais do óleo variando entre  $0.17$  e  $1.27 \text{ m.s}^{-1}$ . O aumento da velocidade do óleo refletiu-se diretamente nos valores de  $k$  calculados, sendo obtidos valores maiores para as maiores velocidades superficiais do óleo. Observa-se também que essa influência se mostrou mais intensa na região de escoamento da fase oleosa (parte superior da conduta), onde o óleo escoava com concentrações volumétricas mais altas. Conseqüentemente, as maiores alterações na turbulência ocorreram nesta zona, sendo refletidas diretamente nos valores de  $k$ .

Os perfis de energia cinética turbulenta,  $k$ , são semelhantes para as duas velocidades superficiais da água (Figuras 5-65 e 5-66), sendo, no entanto, perceptível que para a maior velocidade da água a camada de maiores valores de  $k$ , junto ao topo da conduta, é menos espessa, em linha com os perfis de velocidade obtidos anteriormente (Figuras 5-55 a 5-64).



**Figura 5-65:** Perfis radiais da energia cinética turbulenta ( $k$ ) para o escoamento estratificado óleo/água em conduta horizontal. Velocidade superficial da água de  $0.30 \text{ m.s}^{-1}$ .  $D$  é o diâmetro da conduta e  $k$  é a energia cinética turbulenta.

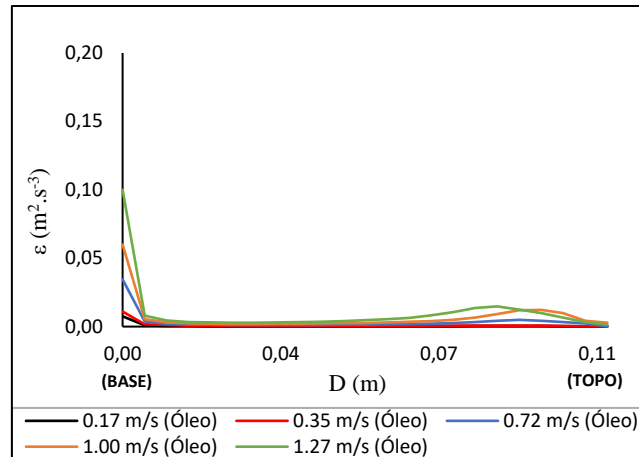


**Figura 5-66:** Perfis radiais da energia cinética turbulenta ( $k$ ) para o escoamento estratificado óleo/água em conduta horizontal. Velocidade superficial da água de  $0.45 \text{ m.s}^{-1}$ .  $D$  é o diâmetro da conduta e  $k$  é a energia cinética turbulenta.

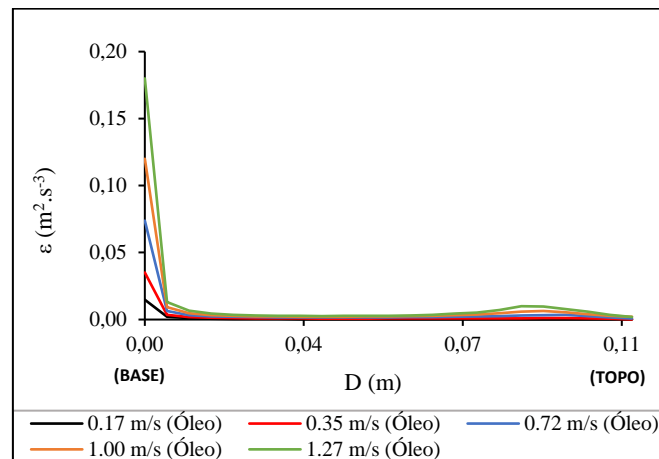
### Taxa de Dissipação Turbulenta para o Escoamento Estratificado

Nas Figuras 5-67 e 5-68, apresentam-se os resultados das simulações para os perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) para as velocidades superficiais da água de  $0.30$  e  $0.45 \text{ m.s}^{-1}$  e velocidades superficiais do óleo variando entre  $0.17$  e  $1.27 \text{ m.s}^{-1}$ . Na região de contato entre as fases, zona interfacial, observam-se maiores valores de  $\epsilon$ , maior dissipação, a qual aumenta com o aumento da velocidade superficial do óleo. Na zona de interface das duas fases os perfis de  $\epsilon$  são semelhantes para as duas velocidades superficiais da água usadas na simulação (Figuras 5-67 e 5-68). Em sistemas de escoamentos bifásicos de fluidos imiscíveis, o aumento na velocidade, de um ou de ambos os fluidos, provoca atrito entre as fases na zona interfacial gerando, portanto, uma região de mistura das fases e maior dissipação da energia cinética. Nos casos em análise, ao aumentar as velocidades superficiais da água e ou do óleo foi proporcionado maior atrito entre as fases potencializando a mistura entre o óleo e a água na zona da interface e como tal originando maior dissipação. Verificou-se ainda que a taxa de dissipação turbulenta se intensifica próximo à parede, na base da conduta, como seria de esperar, o que corresponde a uma região rica em água. O aumento da dissipação na base da conduta é mais notório quando a velocidade da água aumenta. Devido ao efeito da interface, o efeito da parede não é evidenciado no topo da conduta.





**Figura 5-67:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta para o escoamento estratificado óleo/água em condutas horizontais para a velocidade superficial da água de  $0.30 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ . D é o diâmetro da conduta e  $\epsilon$  é a taxa de dissipação turbulenta.



**Figura 5-68:** Perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta para o escoamento estratificado óleo/água em condutas horizontais para a velocidade superficial da água de  $0.45 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ . D é o diâmetro da conduta e  $\epsilon$  é a taxa de dissipação turbulenta.

#### 5.2.1.6 Queda de Pressão na Conduta – Comparação entre a Simulação e a Informação Experimental

Nesta seção, apresentam-se os valores de queda de pressão para as várias condições testadas para o padrão de escoamento estratificado. No que concerne à validação das simulações para este tipo de escoamento, seguiram-se os mesmos critérios adotados para os escoamentos dispersos, comparando-se os valores calculados de queda de pressão com os valores experimentais e avaliando-se o desvio apresentado entre a queda de pressão experimental e simulada. Na Tabela 5-16, encontram-se os valores da queda de pressão experimentais e simulados frente às diferentes combinações das

velocidades superficiais da água e do óleo e para as diferentes concentrações volumétricas do óleo nos tanques de injeção de água e de óleo e na seção de teste. As concentrações volumétricas do óleo nos tanques de injeção foram determinadas através da técnica de picnometria e a concentração volumétrica do óleo na seção de teste foi calculada através da Equação (5-5)

$$\alpha_{o_3} = \frac{Q_a \alpha_{o_1} + Q_o \alpha_{o_2}}{Q_m} \quad (5-5)$$

onde  $Q_a$  e  $Q_o$  são os caudais de entrada da água e do óleo na seção de teste, respetivamente, e  $Q_m$  é o caudal da mistura na seção de teste,  $\alpha_{o_1}$  e  $\alpha_{o_2}$  são as concentrações volumétricas do óleo nos tanques de injeção de água e de óleo, respetivamente, e  $\alpha_{o_3}$  é a concentração volumétrica do óleo na seção de teste. Os valores dos caudais tanto da água quanto do óleo podem ser vistos no Anexo 5-G.

No tanque de injeção de água as concentrações do óleo foram menores que 0.04 v/v e no tanque de injeção de óleo as concentrações de óleo foram superiores a 0.96 v/v (Tabela 5-16), sendo assim, nota-se uma boa eficiência na separação da mistura. Na seção de teste, para a velocidade superficial da água de  $0.30 \text{ m.s}^{-1}$ , a concentração do óleo apresentou valor mínimo de 0.05 v/v para a menor velocidade da mistura,  $0.31 \text{ m.s}^{-1}$ , que corresponde a menor velocidade superficial do óleo e valor máximo de 0.26 v/v para a maior velocidade da mistura,  $0.40 \text{ m.s}^{-1}$  correspondendo à maior velocidade do óleo (Tabela 5-16). Para a velocidade superficial da água de  $0.45 \text{ m.s}^{-1}$  foi observada a mesma tendência nos valores da concentração do óleo na seção de teste, onde o mínimo valor foi de 0.04 v/v para a menor velocidade da mistura,  $0.46 \text{ m.s}^{-1}$ , e o máximo valor foi de 0.20 v/v para a maior velocidade da mistura,  $0.54 \text{ m.s}^{-1}$  (Tabela 5-16).

Referente aos valores da queda de pressão para o escoamento estratificado apresentados na Tabela 5-16, nota-se que os aumentos nas velocidades superficiais da água e ou do óleo levaram a aumentos nos resultados experimentais e simulados, como seria de se esperar. Os desvios entre valores experimentais e simulados foram sempre bastantes baixos (inferiores a 10%), oscilando entre 0.4 e 9.7%, não se registrando nenhum padrão específico com a alteração das condições de teste. Portanto, os valores dos desvios obtidos são bastante aceitáveis para este tipo de sistema e o modelo escolhido permite prever adequadamente a queda de pressão para o escoamento estratificado.

**Tabela 5-16:** Dados experimentais e simulados de queda de pressão para o escoamento estratificado.

$V_a$ (m.s <sup>-1</sup> )	$\alpha_{o1}$ (v/v)	$V_o$ (m.s <sup>-1</sup> )	$\alpha_{o2}$ (v/v)	$V_m$ (m.s <sup>-1</sup> )	$\alpha_{o3}$ (v/v)	$\Delta P_{exp}$ (Pa.m <sup>-1</sup> )	$\Delta P_{sim}$ (Pa.m <sup>-1</sup> )	Erro (%)
0.30±0.01	0.01	0.17±0.02	0.97	0.31±0.03	0.05	16.7±0.10	16.3	2.4
	0.03	0.35±0.02	0.99	0.33±0.03	0.11	17.6±0.11	18.8	6.8
	0.01	0.72±0.02	0.99	0.36±0.03	0.16	20.6±0.10	22.8	9.7
	0.02	1.00±0.02	0.98	0.38±0.03	0.21	25.4±0.09	25.6	0.8
	0.04	1.27±0.02	0.97	0.40±0.03	0.26	26.9±0.12	27.0	0.4
0.45±0.01	0.01	0.17±0.02	0.97	0.46±0.03	0.04	34.0±0.08	32.1	5.6
	0.01	0.35±0.02	0.99	0.48±0.03	0.06	34.7±0.07	35.7	2.9
	0.04	0.72±0.02	0.96	0.50±0.03	0.14	36.5±0.06	35.2	3.6
	0.04	1.00±0.02	0.99	0.52±0.03	0.17	45.6±0.11	43.9	3.7
	0.04	1.27±0.02	0.98	0.54±0.03	0.20	47.0±0.10	49.3	4.9

$V_a$  – velocidade superficial da água;  
 $V_o$  – velocidade superficial do óleo e  
 $V_m$  – velocidade da mistura.

Os resultados da queda de pressão estão de acordo com os apresentados por Suguimoto (2016) que desenvolveu um estudo experimental e outro simulado para o escoamento estratificado querosene/água em conduta horizontal. Para a simulação, o autor calculou a queda de pressão utilizando um modelo homogêneo obtendo baixos desvios para os menores caudais da mistura, comparando com os valores da queda de pressão experimental por ele obtidos. O padrão de escoamento estratificado reproduzido por esse autor foi similar ao do presente trabalho. O autor constatou ainda que para simulações onde o efeito da turbulência na interface é mais acentuado, ou seja, para as maiores velocidades da mistura, os desvios entre os valores obtidos pelo modelo homogêneo e os valores experimentais são mais elevados (Suguimoto, 2016).

Devido ao elevado esforço computacional apresentado ao ser utilizado algum método de tracejamento de interface, existem poucos trabalhos publicados na literatura similares ao apresentado neste estudo. Encontram-se trabalhos que utilizam ou modelos homogêneos ou uma abordagem Euler-Euler como, por exemplo, o estudo feito por Suguimoto (2016), onde o esforço computacional é consideravelmente mais baixo, porém, esse modelo está limitado a uma gama de condições (velocidades) mais reduzida.

Os testes realizados para o escoamento disperso demonstraram a viabilidade do uso do modelo Euler-Euler para prever os valores de queda de pressão para sistemas óleo/água que operam na gama de concentração de óleo variando entre 0.01 e 0.22 v/v. Nestas simulações, é fundamental salientar a importância da modelização da viscosidade sobre os valores da queda de pressão apresentados, onde, para calcular a viscosidade, a

equação de Guth e Simba (1936) apresentou melhores resultados para as velocidades mais baixas e a equação de Pal (2000) apresentou melhores resultados para as velocidades mais altas. Já para os testes feitos para o escoamento estratificado, para uma gama de concentração de óleo variando entre 0.04 e 0.26v/v (similar à do escoamento disperso), os valores na queda de pressão não apresentaram uma tendência quando a concentração volumétrica do óleo aumentou, como observado para a simulação do escoamento disperso, isto pode ser explicado devido à atuação da turbulência na zona interfacial do escoamento estratificado que alterou, sem uma tendência definida, a espessura da camada das fases quando a concentração volumétrica do óleo aumentou, dado que o aumento desta concentração resulta do aumento da velocidade de entrada do óleo. É de se notar que os valores da queda de pressão para o escoamento estratificado estão associados à espessura da camada das fases, assim como as modificações apresentadas na interface (o surgimento de gotas, por exemplo) (Suguimoto, 2016). Entretanto, para sistemas que operam em regime estratificado, para a gama de concentrações volumétricas de óleo estudada no presente trabalho, o uso do método *level-set*, para mapear a interface, demonstrou boa aplicabilidade, levou a desvio máximo de 9.7% na diferença entre queda de pressão experimental e simulada.

Para as simulações testadas e quando as velocidades e concentrações do óleo são semelhantes, o regime estratificado conduz a melhores valores de queda de pressão do que o regime disperso (menores valores de velocidade no regime disperso).

#### 5.2.1.7 Padrões de Distribuição das Fases no Escoamento Estratificado

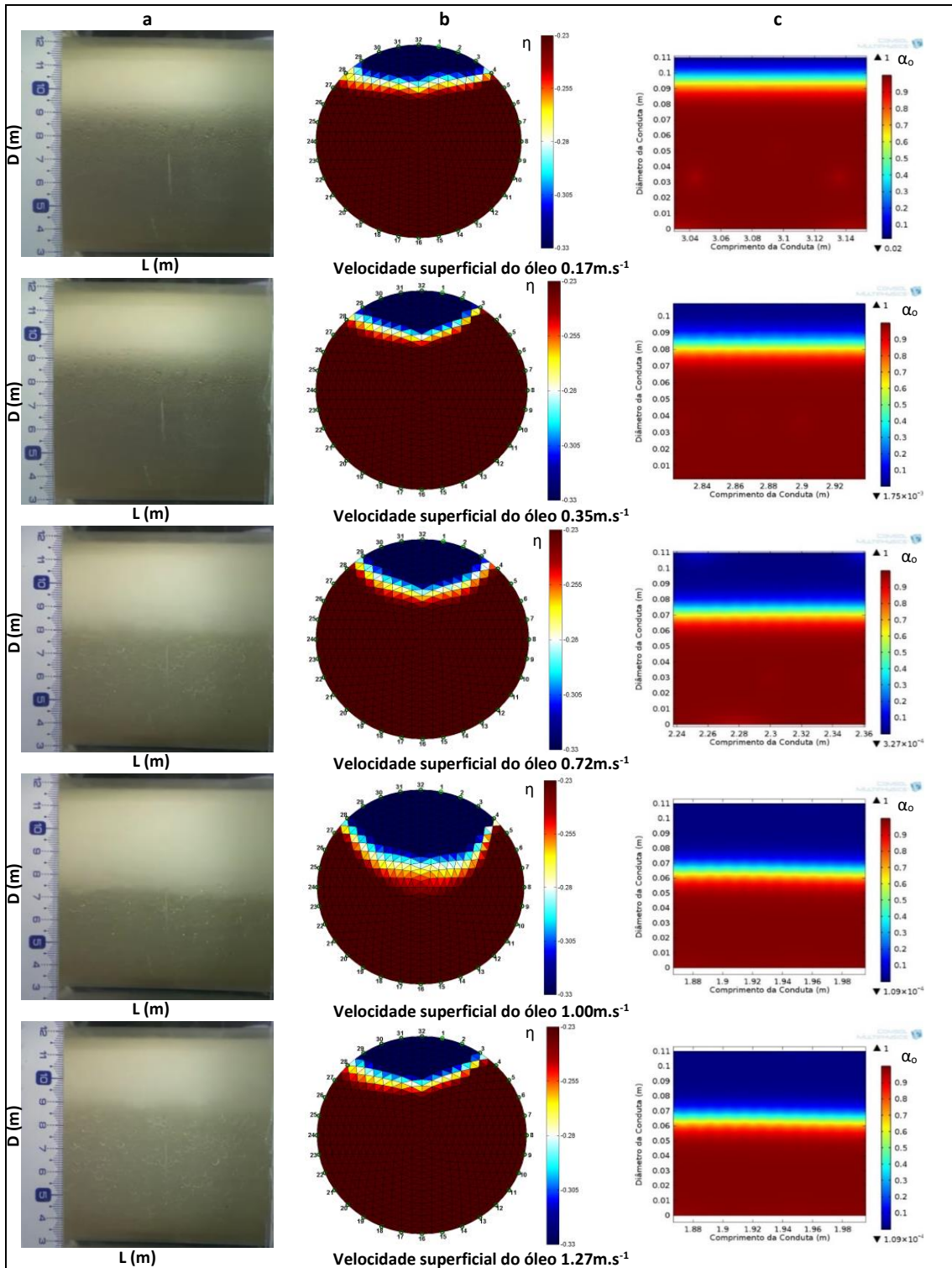
Os diferentes padrões de escoamento resultam das interações interfaciais que se estabelecem. Assim, para o regime estratificado, o padrão de escoamento e a distribuição das fases na seção reta da conduta são naturalmente diferentes. Nas Figuras 5-69 e 5-70, encontram-se as fotografias, as imagens da EIT e as simulações dos padrões de distribuição das fases para o escoamento estratificado óleo/água. A coluna (a) refere-se às fotografias dos escoamentos, onde é evidente que na parte superior escoava a fase oleosa e na parte inferior a fase aquosa, a coluna (b) refere-se às imagens provenientes do sistema de EIT (corte transversal do domínio) e a coluna (c) às imagens simuladas das distribuição de fases (corte ao longo do diâmetro vertical da conduta para um determinado comprimento L de tubo).

Os testes foram realizados para as velocidades superficiais da água de 0.30 e 0.45  $\text{m.s}^{-1}$  e do óleo de 0.17 a 1.27  $\text{m.s}^{-1}$  e conseguiram reproduzir experimentalmente o padrão de escoamento estratificado, confirmado quer através das fotografias dos escoamentos quer das imagens de EIT. Para todas as situações, quando a velocidade do óleo e/ou da água aumentaram, obteve-se o padrão de escoamento estratificado com formação de pequenas ondas na interface. As imagens de EIT (Figuras 5-69 (b) e 5-70 (b)) conseguiram captar de forma clara as três regiões distintas na seção transversal da conduta, uma com alta concentração de óleo (cor azul intensa), outra com alta concentração de água (cor vermelha intensa) e uma terceira intermediária (variação entre as cores azul e vermelha) correspondente à zona de mistura na interface, estando de comum acordo com as tendências apresentadas nas fotografias. Para a velocidade superficial da água de 0.30  $\text{m.s}^{-1}$  (Figura 5-69 (a) e (b)), foi observado experimentalmente e nas imagens de EIT um recuo na espessura da fase oleosa para a velocidade superficial do óleo de 1.27  $\text{m.s}^{-1}$ , tal fenômeno pode ser explicado pelo aumento da velocidade da mistura gerando efeitos turbulentos na zona da interface que, possivelmente, contribuíram para uma zona de óleo pura menos espessa seguida de uma zona mais espessa de mistura óleo/água que, como tal, fica menos visível quer nas fotografias quer nas imagens de EIT. Para a velocidade superficial da água de 0.45  $\text{m.s}^{-1}$  (Figura 5-70 (a)), o fenômeno de recuo da espessura da fase oleosa com o aumento da velocidade superficial do óleo de 1.00 para 1.27  $\text{m.s}^{-1}$  mantém-se (visível quer nas fotografias quer nas imagens da EIT), embora de forma menos notória.

As simulações apresentadas nas Figuras 5-69 (c) e 5-70 (c) conseguiram prever os padrões de escoamento estratificado estando de acordo com os resultados obtidos na literatura (T. Al-Wahaibi *et al.*, 2012; Mandal *et al.*, 2007; Morgan *et al.*, 2013; Trallero *et al.*, 1997). Para as duas velocidades superficiais da água, os resultados das simulações seguiram a mesma tendência apresentada pelos resultados experimentais, no que diz respeito à expansão da fase oleosa com a injeção progressiva de menor quantidade de óleo e à formação de pequenas ondas na região interfacial, também já detetadas anteriormente por Castro *et al.*, 2012; Grassi *et al.*, 2008; Rodriguez e Castro, 2014. A espessura da camada oleosa diminuiu um pouco com o aumento da velocidade da água, devido ao efeito de mistura na interface, em linha com o que também é detetado experimentalmente. Referente ao fenômeno de recuo da espessura da fase oleosa para os testes feitos com as velocidades superficiais da água de 0.30 e 0.45  $\text{m.s}^{-1}$  e quando a

velocidade do óleo passa de 1.00 para 1.27 m.s<sup>-1</sup>, as simulações não reproduziram este efeito, possivelmente por o modelo não incluir nenhum termo específico para o efeito da mistura na interface. Ainda assim, é evidente, nos resultados simulados, o aumento da espessura da interface quando a velocidade do óleo aumenta, assim como, a formação de uma interface mais ondulada ao aumentar a velocidade do óleo. Por outro lado, quando a velocidade superficial da água aumenta, para a mesma velocidade superficial do óleo, a espessura da zona oleosa diminui.

Em relação à aplicação da EIT à descrição de distribuição das fases, não é possível estabelecer comparação com a literatura, uma vez que nenhuma informação para este tipo de sistema está disponível na literatura. Contudo, é evidente a capacidade desta técnica para visualizar adequadamente a distribuição das fases na seção reta da conduta, assim como, para dar conta de forma adequada da influência dos parâmetros de escoamento na distribuição das fases na conduta.



**Figura 5-69:** Padrões de escoamento óleo/água para velocidade de entrada de água  $0.30 \text{ m.s}^{-1}$ . a – imagens fotográficas do escoamento; b – imagens EIT e c – imagens simuladas. Para um comprimento de conduta  $L$ .  $D$  é o diâmetro da conduta,  $\alpha_o$  é a concentração volumétrica do óleo e  $\eta$  é a condutividade normalizada.

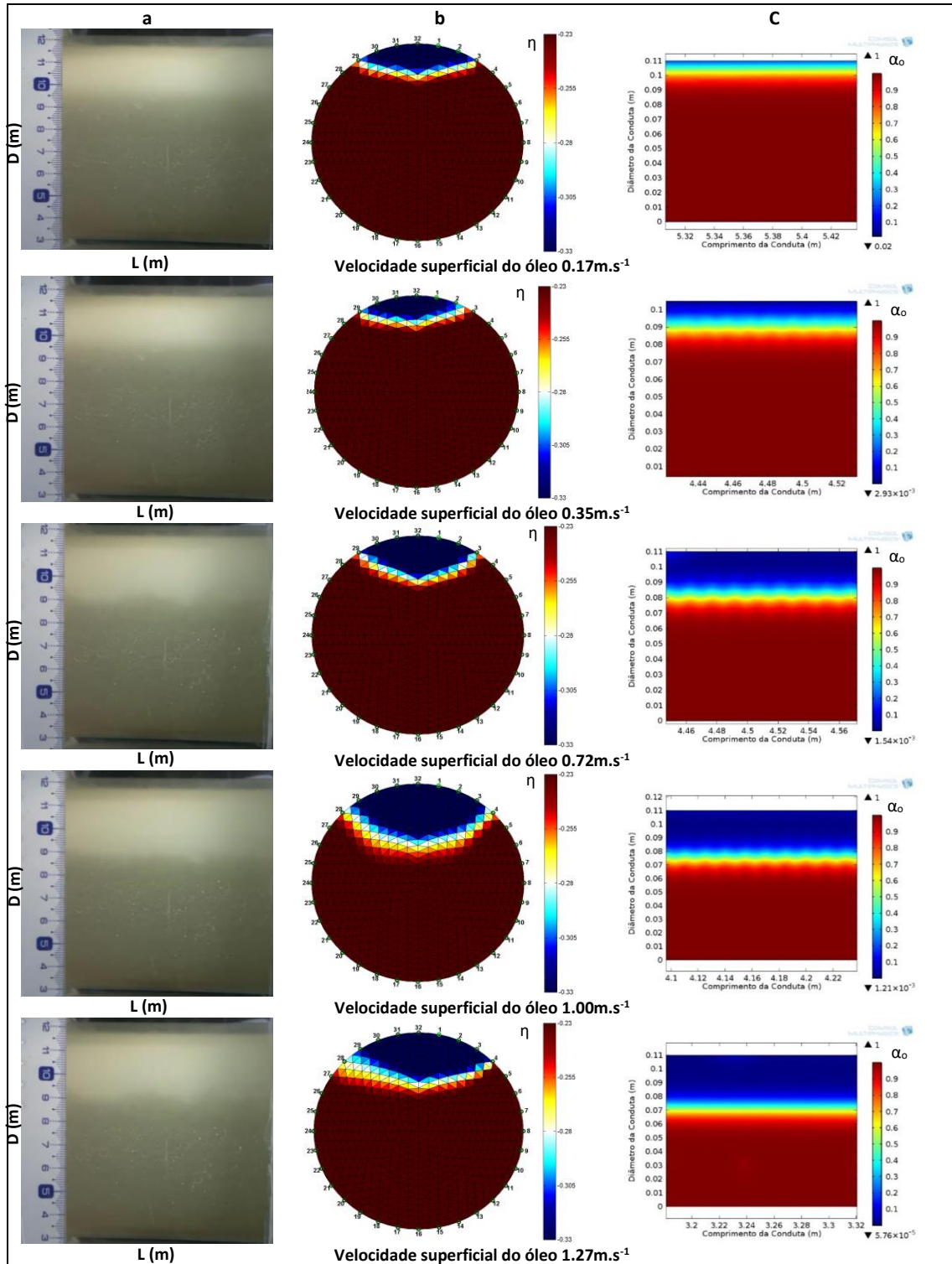


Figura 5-70: Padrões de escoamento óleo/água para velocidade de entrada de água 0.45 m.s<sup>-1</sup>. a – imagens fotográficas do escoamento; b – imagens EIT e c – imagens simuladas. Para um comprimento de conduta L. D é o diâmetro da conduta,  $\alpha_o$  é a concentração volumétrica do óleo e  $\eta$  é a condutividade normalizada.



### 5.2.1.8 Perfis de Concentração 1D no Regime de Escoamento Estratificado

A distribuição da concentração volumétrica do óleo ao longo do diâmetro vertical da conduta pode ser vista nos perfis de concentração radial para as velocidades superficiais da água de 0.30 e 0.45 m.s<sup>-1</sup> e para as velocidades superficiais do óleo variando entre 0.17 e 1.27 m.s<sup>-1</sup> (Figuras 5-71 e 5-72). Os perfis de concentração volumétrica apresentados foram obtidos por três vias: a primeira através da coleta de amostras da mistura em pontos equidistantes ao longo do diâmetro vertical da conduta; a segunda através dos diferenciais de condutividade normalizada ao longo do diâmetro vertical da seção reta da conduta obtidos utilizando a técnica de EIT e a terceira por meio das simulações.

As concentrações volumétricas do óleo obtidos a partir da técnica de EIT foram calculadas utilizando as Equações 5-6, 5-7 e 5-8. Nas imagens da EIT (Figuras 5-69 (b) e 5-70 (b)) pode ser distinguida a formação de três regiões distintas, uma com concentração volumétrica do óleo próxima da unidade e correspondente à região do escoamento da fase oleosa (topo da conduta), outra com valores de concentração entre zero e um (zona intermediária, onde se localiza a interface e ocorre a mistura das fases) e a terceira região possui concentração volumétrica do óleo próximo de zero e corresponde à zona do escoamento da fase aquosa (base da conduta). Sendo assim, para a determinação da concentração volumétrica do óleo ao longo do diâmetro da conduta, através da técnica de EIT, foram aplicadas diferentes equações para cada região:

Na região superior da conduta, a concentração volumétrica do óleo ao longo do diâmetro vertical foi calculada através da razão entre a mínima condutividade normalizada (topo da conduta correspondente ao óleo puro) sobre a condutividade normalizada obtida em cada ponto ao longo do diâmetro vertical nesta zona, onde a fase oleosa escoava com concentração volumétrica ( $\alpha_{o_1}$ ) próxima da unidade, multiplicada pela máxima concentração do óleo no topo da conduta (determinada através da técnica de amostragem/picnometria). O valor da concentração volumétrica do óleo na base da conduta foi calculado através da razão entre a máxima condutividade normalizada (base da conduta correspondente a água pura) sobre a condutividade normalizada em cada ponto ao longo do diâmetro vertical nesta zona de escoamento, onde a fase aquosa escoava com concentração volumétrica do óleo próximo de zero, multiplicada pela mínima concentração do óleo na base da conduta,  $\alpha_{o_2}$  (determinada também pela técnica

de amostragem/picnometria). As concentrações do óleo na região de escoamento da mistura (zona interfacial) foram determinadas por meio de interpolação das equações utilizadas para a determinação da concentração do óleo na região de escoamento da fase oleosa e na região de escoamento da fase aquosa.

Região superior (escoamento da fase oleosa)

$$\alpha_{ot} = \frac{\eta_{min}}{\eta_t} \alpha_{o1}. \quad (5-6)$$

Região intermediária (presença da interface e zona de mistura das fases)

$$\alpha_{oi} = \alpha_{ot} + \frac{(\eta_t - \eta_i)}{(\eta_b - \eta_t)} (\alpha_{ot} - \alpha_{ob}). \quad (5-7)$$

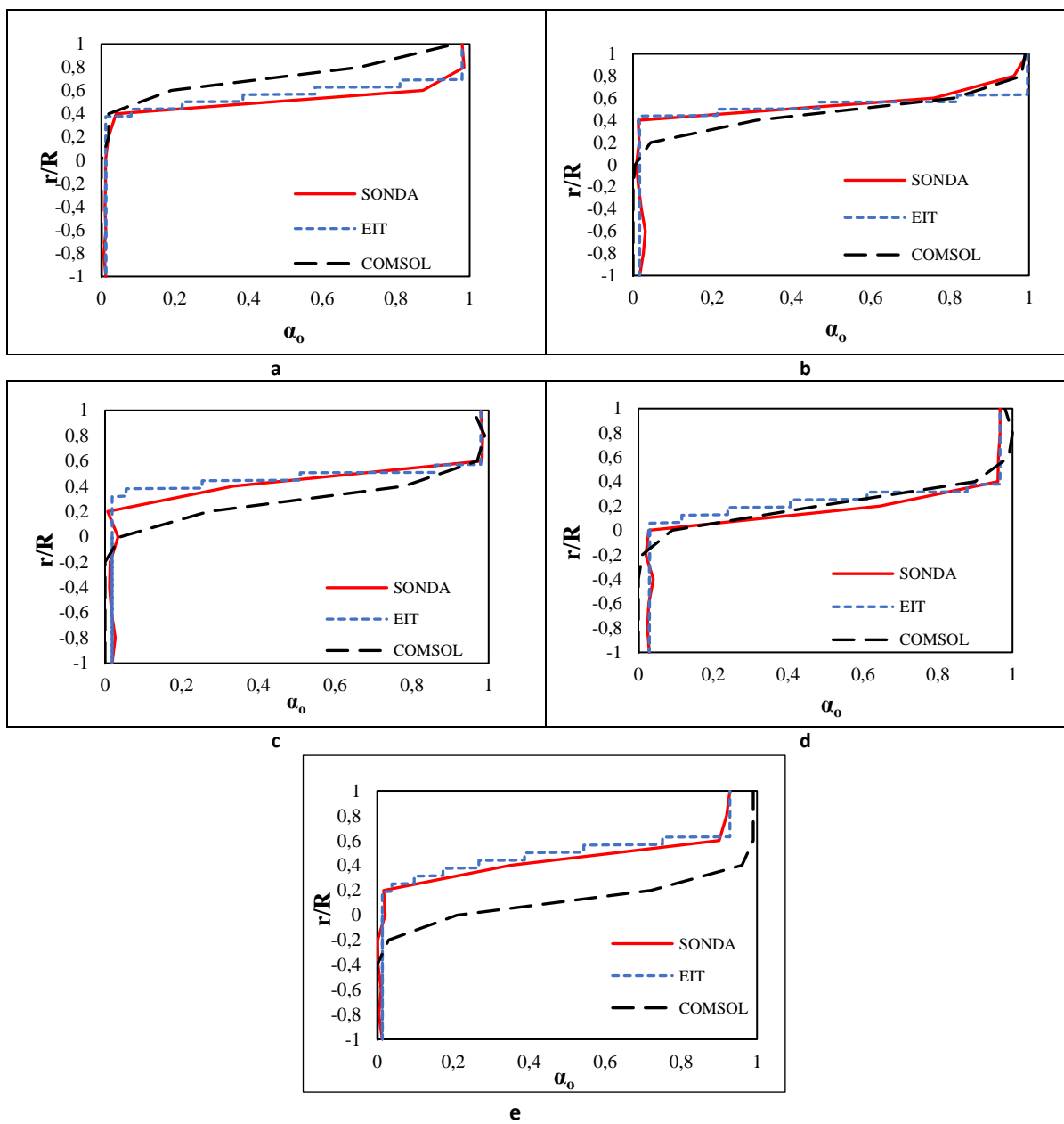
Região inferior (escoamento da fase aquosa)

$$\alpha_{ob} = \frac{\eta_{max}}{\eta_b} \alpha_{o2} \quad (5-8)$$

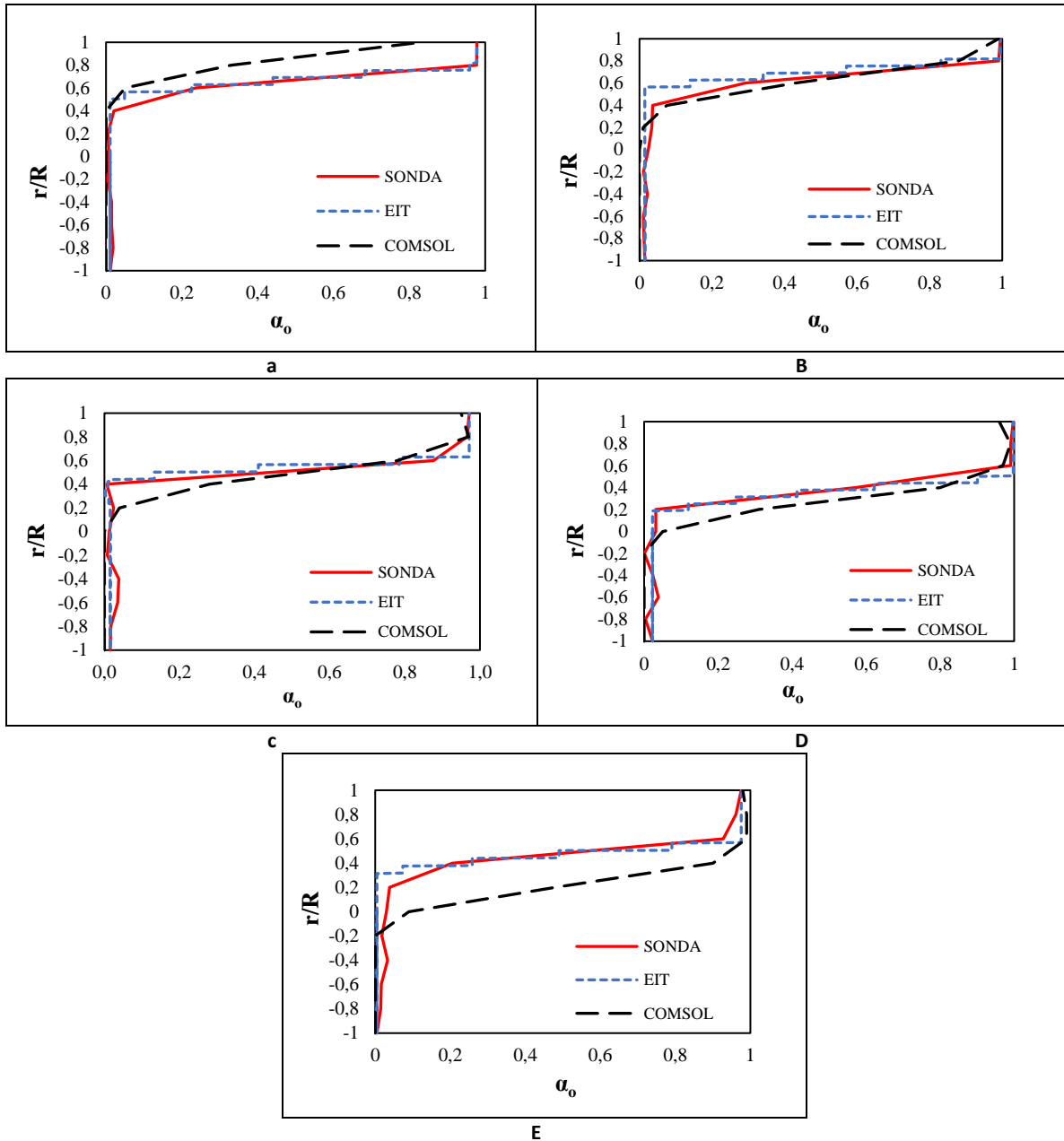
sendo  $\alpha_{ot}$ ,  $\alpha_{oi}$  e  $\alpha_{ob}$  as concentrações do óleo determinadas pela condutividade normalizada para as regiões da conduta correspondente às zonas superior (topo), intermediária e inferior (base), respectivamente;  $\alpha_{o1}$  e  $\alpha_{o2}$  as concentrações reais do óleo no topo e na base da conduta, respectivamente;  $\eta_{max}$  e  $\eta_{min}$  as máximas e mínimas condutividades normalizadas e  $\eta_t$ ,  $\eta_i$  e  $\eta_b$  as condutividades normalizadas em cada ponto das regiões superiores, intermediária e inferior da conduta, respectivamente.

Os perfis obtidos pelas técnicas de picnometria e a partir da EIT (com base na conversão entre condutividade e concentração descritas pelas equações anteriores) obtiveram bastante similaridade e, para todos os testes realizados, as duas técnicas conseguiram mapear as três regiões com bastante nitidez. Entretanto, os resultados apresentados pelas simulações para as velocidades superficiais da água de 0.30 e 0.45 m.s<sup>-1</sup> e para a menor velocidade superficial do óleo (0.17 m.s<sup>-1</sup>) conduziram a valores de concentrações do óleo subestimados na região intermediária e no topo da conduta, que se afastaram um pouco dos valores experimentais, tendo como consequência uma maior dificuldade em visualizar a espessura da camada do óleo quando comparada com os perfis obtidos experimentalmente (Figura 5-71 (a) e 5-72 (a)), devido à diminuição da espessura da mesma nos perfis simulados. Para todas as velocidades superficiais do óleo intermédias (0.35 à 1.00 m.s<sup>-1</sup>) a simulação representa adequadamente os perfis experimentais, sendo evidente o aumento da espessura da camada do óleo quando a

velocidade deste aumenta. Para a maior velocidade superficial do óleo ( $1.27 \text{ m.s}^{-1}$ ), o perfil de concentração do óleo simulado desvia-se do experimental, apresentando, para a mesma posição radial, valores superiores da concentração do óleo quando comparados com os experimentais, sendo observado um aumento da concentração volumétrica do óleo na região intermediária e no topo da conduta (Figura 5-71 (e) e 5-72 (e)), que implicam uma espessura da camada do óleo superior à detetada experimentalmente, em linha com o que já havia sido observado nos perfis 2D (Figura 5-69 e 5-70).



**Figura 5-71:** Perfis de concentração radiais 1D simulados (COMSOL) e experimentais (sonda e EIT) para o escoamento estratificado. Velocidade superficial da água  $0.30 \text{ m.s}^{-1}$  e velocidade do óleo: a –  $0.17 \text{ m.s}^{-1}$ ; b –  $0.35 \text{ m.s}^{-1}$ ; c –  $0.72 \text{ m.s}^{-1}$ ; d –  $1.00 \text{ m.s}^{-1}$  e e –  $1.27 \text{ m.s}^{-1}$ .



**Figura 5-72:** Perfis de concentração radiais 1D simulados (COMSOL) e experimentais (sonda e EIT) para o escoamento estratificado. Velocidade superficial da água  $0.45 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e velocidade do óleo: a –  $0.17 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ; b –  $0.35 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ; c –  $0.72 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ; d –  $1.00 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e e –  $1.27 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ .

Para o escoamento estratificado óleo/água, existem poucos trabalhos publicados na literatura. Contudo, os perfis de distribuição das fases simulados, apresentados neste trabalho, utilizando o método *level set*, para descrever a interface, apresentaram melhor ajuste com os dados experimentais quando comparados com o trabalho de Desamala *et al.*, 2016.

A partir dos resultados apresentados para a reprodução experimental do padrão de escoamento estratificado e para as simulações do mesmo, é possível chegar as conclusões descritas abaixo.

Os testes experimentais confirmam a existência do padrão de escoamento estratificado em conduta horizontal utilizando os fluidos parafina líquida e água, como modelo de um sistema de escoamento de uma mistura óleo/água, para as velocidades superficiais da água de 0.35 e 0.40 m.s<sup>-1</sup> e as velocidades superficiais do óleo de 0.17, 0.35, 0.72, 1.00 e 1.27 m.s<sup>-1</sup>.

A estabilidade hidrodinâmica dos escoamentos estratificados simulados foi influenciada com o aumento da velocidade superficial do óleo, requerendo um menor comprimento de estabilização quando esta velocidade aumenta, e da velocidade superficial da água, necessitando de um maior comprimento de estabilização quando a velocidade da água aumenta.

Os perfis de energia cinética turbulenta ( $k$ ) foram bastante semelhantes para as duas velocidades superficiais da água, sendo que, para a maior velocidade, a camada com maiores valores de  $k$  foi menos espessa. Para a taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ), o aumento da velocidade superficial do óleo influenciou diretamente nos valores de  $\epsilon$  levando à valores mais elevados próximos à parede (base e topo da conduta).

As simulações conseguiram prever satisfatoriamente os valores de queda de pressão na conduta, onde foram obtidos desvios inferiores a 10%, quando comparados os resultados de queda de pressão experimentais e simulados.

As fotografias do escoamento estratificado e as imagens obtidas através da EIT conseguiram demonstrar a formação deste padrão de escoamento de forma bastante nítida, verificando-se uma boa concordância entre os dois tipos de imagens. As simulações conseguiram também prever, em geral, o padrão de escoamento estratificado.

Os perfis radiais de concentração volumétrica do óleo (1D) determinados através da técnica de amostragem/picnometria e a partir das equações que utilizam a condutividade normalizada foram concordantes. Os perfis obtidos nas simulações apresentaram valores sobrestimados de concentração volumétrica do óleo para a menor velocidade superficial do óleo e valores um pouco subestimados para a maior velocidade do óleo, estando em linha com os resultados experimentais para as velocidades superficiais do óleo intermediárias, independente da velocidade de entrada da água.



## 6. Conclusões e Trabalho

### Futuro

Neste trabalho, foi desenvolvido um estudo direcionado para o escoamento bifásico óleo/água em condutas horizontais. Sistemas que transportam fluidos bifásicos são amplamente encontrados no meio industrial. A indústria de petróleo, por exemplo, destaca-se neste campo por fazer o transporte de fluidos imiscíveis desde a extração do petróleo bruto até ao processo de produção, sendo de grande importância, portanto, estudos voltados para a monitorização, caracterização e obtenção de informações sobre estes escoamentos que permitam reduzir os altos custos energéticos gerados devido às elevadas distâncias que esses fluidos são transportados. O objetivo deste estudo foi construir um modelo matemático para descrever o escoamento disperso e outro para o escoamento estratificado, dois regimes de escoamento comuns no transporte de petróleo desde a zona de recolha até às plantas de tratamento, sendo necessária a reprodução dos escoamentos a nível experimental (para validar os modelos matemáticos) em uma unidade piloto tendo-se usado os fluidos: parafina líquida, utilizada para reproduzir o escoamento do petróleo bruto (Rodriguez e Baldani, 2012; Wang *et al.*, 2011), e água. A partir dos testes experimentais foram determinadas as concentrações volumétricas do óleo, as velocidades dos fluidos, tendo-se também otimizado a forma como os mesmos eram injetados na seção de teste para reproduzirem experimentalmente os padrões de escoamento disperso e estratificado. Essa informação foi utilizada como parâmetros de entrada para os modelos matemáticos e para a criação das geometrias. Para além disso, foram também adquiridas medidas experimentais de queda de pressão, imagens fotográficas dos escoamentos, imagens da distribuição das fases na conduta recorrendo à Tomografia de Impedância Elétrica (EIT), a qual foi adaptada para o sistema em causa, assim como amostras de misturas óleo/água para diversos pontos ao longo do diâmetro vertical da conduta.

As simulações numéricas dos escoamentos foram realizadas no programa COMSOL Multiphysics e validadas através da comparação dos resultados da queda de pressão calculadas com os dados obtidos experimentalmente. Através das simulações, puderam ser feitas análises dos perfis de velocidade, da energia cinética turbulenta e da taxa de dissipação turbulenta na seção da conduta e também comparações entre os resultados simulados e experimentais (obtidos através da técnica de amostragem/picnometria, da técnica de EIT e das fotografias dos escoamentos) da distribuição das fases na seção transversal da conduta, assim como dos perfis de concentração do óleo ao longo do diâmetro vertical da conduta (perfis 1D), comparando a informação experimental com os resultados da simulação. Neste capítulo, serão apresentadas as conclusões dos estudos desenvolvidos e sugestões sobre desenvolvimentos de novos trabalhos.

## 6.1 Conclusões

As simulações, para o escoamento estratificado, foram realizadas utilizando o modelo *Level-set*, para mapear a interface, implementado no COMSOL Multiphysics v4.4, enquanto que para o escoamento disperso, foi utilizada a abordagem Euler-Euler implementada no COMSOL Multiphysics v5.3, tendo, nos dois casos, sido aplicado o método RANS em conjunto o modelo de turbulência  $k-\epsilon$ .

### 6.1.1 Padrões de Escoamento Disperso

Os testes para reprodução do padrão de escoamento disperso foram realizados para três concentrações volumétricas do óleo (0.01, 0.13 e 0.22 v/v), para sete velocidades da mistura, variando entre 0.9 e 2.6 m.s<sup>-1</sup> e para a temperatura de 25±3 °C. Os fluidos eram injetados juntos na seção de teste e o sistema operava em regime fechado sem a necessidade de se fazer a separação das fases. As simulações foram executadas numa geometria simétrica 2D que utilizou malhas com 91371 elementos e refinamento na parede, após verificação de que para esta malha já existia independência dos resultados da simulação em relação à malha. Foram analisadas duas correlações para o cálculo do *drag coefficient*, Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel, e três equações para o cálculo



da viscosidade da mistura: Guth e Simba (1936), Brakman (1952) e Pal (2000). A partir dos resultados experimentais e simulados, foi possível chegar as seguintes conclusões:

1. Utilizando as concentrações volumétricas do óleo e as velocidades da mistura propostas, assim como a forma de injeção dos fluidos na seção de teste, foi possível reproduzir experimentalmente o padrão de escoamento disperso apresentado na literatura nos trabalhos de Mandal *et al.* (2007), Trallero *et al.* (1997) e Wang *et al.* (2011). Constatou-se também que as gotas do óleo se encontravam totalmente dispersas na fase aquosa como verificado pelas imagens microscópicas de amostras dos escoamentos para as velocidades da mistura de 1.3 e 2.6 m.s<sup>-1</sup> e concentrações do óleo de 0.01 e 0.22 v/v, obtidas no topo, no centro e na base da conduta, que demonstraram uma dispersão homogênea das gotas na fase aquosa em todas as posições de coleta na conduta.
2. Em todas as simulações realizadas para o escoamento disperso, a estabilidade hidrodinâmica foi alcançada após 6 m da entrada da seção de teste. Portanto, os resultados das simulações para este tipo de escoamento (apresentados neste trabalho) correspondem à posição a partir da qual o perfil de velocidade se tornou constante (a partir de 6 m da entrada da seção de teste), ou seja, quando foi alcançado o estado estacionário.
3. Os perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) apresentaram valores mínimos de  $k$  no centro da conduta verificando-se depois uma queda acentuada próximo à parede, para todas as situações simuladas. Observou-se que o aumento da concentração volumétrica do óleo, assim como da velocidade da mistura, levaram ao aumento do valor de  $k$ . Referente às equações utilizadas para os cálculos do *drag coefficient* e da viscosidade, conclui-se que as correlações de Schiller-Neumann e Haider-Levenspiel (*drag coefficient*) não apresentaram muita influência sobre os valores de  $k$ , porém a escolha da equação para o cálculo da viscosidade influenciou mais os valores de  $k$ .

4. Os perfis radiais da taxa de dissipação turbulenta ( $\varepsilon$ ) apresentaram uma curva com valores próximos de zero no centro da conduta seguido de um aumento exponencial próximo à parede. Nota-se que o aumento da velocidade da mistura levou a menores valores de  $\varepsilon$  próximo à parede e o aumento da concentração do óleo levou a maiores valores de  $\varepsilon$  próximo à parede, como seria de esperar. Como observado para os perfis de  $k$ , a escolha da equação para a viscosidade apresentou maior influência no valor de  $\varepsilon$  que a escolha da correlação do *drag coefficient*.
5. Para os valores de queda de pressão, o modelo Euler-Euler em conjunto com método RANS e o modelo da turbulência  $k$ - $\varepsilon$ , conseguiu predizê-los satisfatoriamente. Sendo que, quantitativamente, os melhores resultados obtidos para as velocidades mais baixas foram alcançados utilizando a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação Pal (2000) para o cálculo da viscosidade. A utilização da correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e da equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade conduziu também para resultados satisfatórios para a queda de pressão quando comparados com os valores experimentais. Para as velocidades mais altas, os melhores resultados foram obtidos utilizando a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.
6. A aplicação de modelos homogêneos para escoamentos dispersos, é em geral, mais utilizada, porém quando a mistura é tratada como um pseudofluido com propriedades que obedecem às equações usuais dos fluxos monofásicos (como ocorre na abordagem para o modelo homogêneo) perdem-se muitas informações a respeito do escoamento. Por exemplo, a viscosidade da mistura pode ter comportamento anômalo durante o escoamento dos fluidos imiscíveis (Xu, 2007) e este efeito é negligenciado nos modelos homogêneos. Sendo assim, os resultados obtidos neste trabalho reforçam a importância da viscosidade para a modelagem do escoamento disperso, sendo notória a influência da sua

modelação adequado nos perfis da energia cinética turbulenta e da taxa de dissipação turbulenta, assim como na queda de pressão.

7. As fotografias obtidas para os testes de escoamento disperso evidenciaram a formação deste padrão em todas as situações testadas. Através da técnica de Tomografia de Impedância Elétrica (EIT), foram produzidas imagens reconstruídas do escoamento disperso a partir do diferencial de condutividade normalizada dentro do domínio. As imagens conseguiram confirmar a existência do padrão de escoamento disperso, evidenciando um padrão homogêneo que foi adquirindo características mais heterogêneas com o aumento da concentração do óleo. Entretanto, devido às pequenas dimensões das gotas (cerca de 120  $\mu\text{m}$ ), não foi possível distingui-las individualmente nas figuras de tomografia. Devido à particularidade de o sistema de Tomografia de Impedância Elétrica ser construído especificamente para a unidade piloto trabalhada, não se encontram na literatura estudos que possam ser comparados com os resultados obtidos neste trabalho.
8. As imagens da distribuição das fases obtidas através das simulações para o escoamento disperso demonstraram a existência de um sistema totalmente disperso, e ainda que o modelo Euler-Euler foi sensível ao aumento da concentração volumétrica do óleo resultando em valores próximos dos experimentais, determinados através da picnometria, para todas as simulações testadas. Portanto, conclui-se que as simulações para o escoamento disperso conseguiram prever este padrão de escoamento, assim como a distribuição das fases na mistura.
9. Os perfis radiais de concentração volumétrica do óleo (1D) foram obtidos experimentalmente através da técnica de amostragem/picnometria e da técnica de EIT, tendo sido posteriormente comparados com os resultados da simulação. O uso de duas estratégias diferentes para obter a concentração do óleo a partir dos valores de condutividade normalizada (equação de Maxwell, Equação 5-3, ou normalizar a concentração usando

a área sob a curva de condutividade normalizada, Equação 5-4) mostrou que, para a concentração volumétrica de óleo de 0.01, a Equação 5-3 (equação de Maxwell) obteve valores sobrestimados em relação aos perfis feitos através da picnometria, porém, a Equação 5-4 levou a valores concordantes com os perfis provenientes da picnometria. Para a concentração de óleo de 0.13 v/v, os perfis obtidos através das Equações 5-3 e 5-4 obtiveram tendências parecidas, e apresentando valores semelhantes aos perfis obtidos através da picnometria. Já para a concentração volumétrica do óleo de 0.22 e utilizando as Equações 5-3 e 5-4, os perfis obtidos apresentaram-se bastante próximos, porém, sobrestimados em relação aos perfis feitos através da picnometria. Conclui-se destes resultados que apesar da tomografia elétrica reproduzir as tendências verificadas nos perfis de concentração 1D, obtidos por picnometria, quando os parâmetros de escoamento se alteram, para o padrão de escoamento disperso tem alguma dificuldade em descrever com precisão os valores exatos desses mesmos perfis.

10. Os perfis simulados 1D, em geral, concordam com os perfis experimentais de concentração volumétrica do óleo, obtidos através da picnometria, corroborando as conclusões retiradas com base nas imagens obtidas para a simulação do escoamento disperso ao longo do comprimento L da conduta.

### 6.1.2 Padrões de Escoamento Estratificado

Os testes para o padrão de escoamento estratificado foram realizados para as velocidades superficiais da água de 0.30 e 0.45  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$  e para as velocidades superficiais do óleo de 0.17, 0.35, 0.72, 1.00 e 1.27  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ , que correspondem em variar a concentração do óleo de 0.05 a 0.20 v/v. Os fluidos foram injetados separadamente na seção de teste e enviados para o tanque de separação óleo/água, onde a mistura era separada por gravidade e os dois fluidos eram enviados para os tanques de injeção para serem inseridos novamente no sistema. Os testes foram realizados para a temperatura de  $25\pm 3$  °C. A partir dos dados experimentais e simulados, foi possível chegar as seguintes conclusões:

1. Utilizando os valores de velocidade superficial da água e do óleo propostos, e injetando-se os fluidos separadamente na seção de teste, foi possível reproduzir experimentalmente o padrão de escoamento estratificado óleo/água. Os resultados obtidos neste trabalho estão em linha com os resultados apresentados na literatura para o escoamento estratificado de fluidos imiscíveis em condutas horizontais (Grassi *et al.*, 2008; Mandal *et al.*, 2007; Tan *et al.*, 2013; Trallero *et al.*, 1997), sendo possível distinguir nitidamente as fases aquosas e oleosas dentro da conduta.
2. As definições das malhas mais adequada para a realização das simulações para o escoamento estratificado foram feitas utilizando as geometrias 3D e 2D. Primeiramente foram realizadas simulações utilizando a geometria 3D que, devido ao elevado esforço computacional requerido quando se utiliza o método *level-set* para traçar a interface, uma vez que este método faz a resolução completa da equação de Navier-Stokes sem recorrer a simplificações, mostraram-se inviáveis. Sendo assim, realizou-se um estudo de malha para a geometria 2D tendo-se demonstrado que para uma malha com 90892 elementos os resultados já são independentes da mesma, não variando quando aumenta o refino. Conclui-se que a melhor malha contém 90892 elementos e refinamento próximo à parede, obtendo-se um desvio máximo de 2.4% para as condições testadas, quando comparados os valores da queda de pressão experimental e simulado. Ainda assim, o esforço computacional ainda é elevado, uma vez que, para a malha ótima o tempo da simulação foi de aproximadamente 86 horas.
3. A estabilidade dos escoamentos simulados foi determinada a partir da posição do eixo horizontal da conduta para o qual a velocidade da mistura já apresentava baixa variação ao longo do raio da conduta. Notou-se que o aumento da turbulência causado pelo aumento das velocidades superficiais do óleo e ou da água influenciou a estabilidade hidrodinâmica dos escoamentos levando ao deslocamento da zona de estabilidade para uma seção mais distante da entrada da conduta quando a velocidade superficial

da água aumentava. Independente da velocidade superficial da água, os perfis de velocidade 2D apresentam assimetria que se tornou mais evidente com o aumento da velocidade superficial do óleo. Os perfis de velocidade 1D demonstraram que o aumento da velocidade superficial do óleo levou a maiores velocidades na parte superior da conduta que se projetavam para o centro da conduta, quando a velocidade do óleo aumentava, apresentando também assimetria.

4. Referente à energia cinética turbulenta ( $k$ ) obtida para a simulação do escoamento estratificado, notou-se que o aumento da velocidade superficial do óleo influenciou diretamente nos valores de  $k$ , tendo sido obtidos valores mais elevados para as maiores velocidades superficiais do óleo. Os perfis de  $k$  apresentaram-se bastante semelhantes para as duas velocidades superficiais da água, porém para a maior velocidade, a zona de maiores valores de  $k$ , junto ao topo da conduta, apresentou-se menos espessa.
5. Para a taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) obtida para a simulação do escoamento estratificado, observou-se elevações dos valores de  $\epsilon$  na zona interfacial com o aumento da velocidade superficial do óleo, resultado da intensificação do atrito entre as fases na zona interfacial, potencializando a mistura entre o óleo e a água e causando, por tanto, uma maior dissipação de energia nesta região. Verifica-se ainda que na região rica em água, na base da conduta, o valor de  $\epsilon$  aumenta, sendo mais notório quando a velocidade superficial da água aumenta, como seria de se esperar. O efeito da parede não é evidenciado no topo da conduta devido ao efeito da interface. Portanto, tanto para os valores de  $k$  quanto para os valores de  $\epsilon$ , a turbulência mostrou-se bastante influente nos resultados obtidos.
6. O modelo *level-set* em conjunto com o método RANS e o modelo da turbulência  $k$ - $\epsilon$  conseguiram prever satisfatoriamente os valores da queda de pressão. Os valores dos desvios obtidos demonstraram que, para o padrão de escoamento estratificado testado neste trabalho, o modelo proposto descreve adequadamente o sistema para todas condições testadas,

apresentando desvios no cálculo da queda de pressão sempre inferiores a 10%. Na literatura, existem também estudos, por exemplo, Sugimoto (2016), que apresentam baixos desvios utilizando um modelo homogêneo quando o padrão estratificado (fases separadas com ondas na interface) não apresenta grandes gotas na interface. Nesta última situação, os desvios apresentados na literatura foram bastante elevados. O presente estudo apresenta a vantagem adicional de permitir uma descrição detalhada da zona da interface.

7. As fotografias dos escoamentos em regime estratificado testados demonstraram a formação de padrões estratificados (com diversas características na interface) para este tipo de escoamento em todos os testes realizados, onde puderam ser observadas a formação de uma fase rica em óleo, no topo da conduta, e de outra fase rica em água, na base da conduta, além da formação de pequenas ondas na interface quando a velocidade superficial da água e/ou do óleo aumentaram, estando em linha com estudos experimentais de escoamentos estratificados de fluidos imiscíveis apresentados na literatura (Castro *et al.*, 2012; Grassi *et al.*, 2008; Rodriguez e Castro, 2014; Trallero *et al.*, 1997). As imagens obtidas através da técnica de EIT foram concordantes com as fotografias dos escoamentos estratificado, sendo observado um recuo na espessura da camada de óleo para a velocidade superficial do óleo mais elevada e para as duas velocidades superficiais da água, o qual pode ser comprovado nas fotografias deste escoamento. Este fenómeno pode ser explicado pelo aumento da velocidade da mistura, na zona da interface, gerando efeitos turbulentos na zona interfacial e, conseqüentemente, uma zona de óleo puro menos espessa. Não é possível estabelecer comparação com a literatura para a aplicação da EIT à descrição de distribuição das fases, uma vez que nenhuma informação para este tipo de sistema se encontra disponível na literatura. Porém, é notória a capacidade desta técnica para visualizar adequadamente a distribuição das fases no escoamento estratificado e para determinar a influência dos parâmetros de escoamento na distribuição das fases.

8. As simulações conseguiram prever os padrões de escoamento estratificado, onde, para as duas velocidades superficiais da água, foi observada também a expansão progressiva da fase oleosa com o aumento progressivo da velocidade superficial do óleo e a formação de pequenas ondas na zona interfacial. Referente ao recuo na espessura da camada de óleo, para as velocidades superficiais da água de  $0.35$  e  $0.40 \text{ m.s}^{-1}$  e para as velocidades superficiais de óleo de  $1.00$  e  $1.27 \text{ m.s}^{-1}$ , as simulações não previram este fenômeno, possivelmente por o modelo não incluir um termo específico para a mistura da interface.
  
9. Os perfis radiais de concentração volumétrica do óleo (1D) foram construídos através da técnica de amostragem/picnometria e da técnica de EIT, sendo comparado com os resultados das simulações. A determinação da concentração do óleo através da técnica de EIT foi feita utilizando os valores de condutividade normalizada e da concentração máxima do óleo para a região superior da conduta e da concentração mínima do óleo para a região inferior da conduta. Os resultados obtidos pelas equações propostas mostraram-se em comum acordo com os resultados obtidos pela técnica de amostragem/picnometria. Entretanto, comparando os resultados experimentais com os simulados, embora exista boa concordância entre perfis experimentais e simulados, os testes realizados para as menores velocidades superficiais do óleo apresentaram dados um pouco sobrestimados de concentração volumétrica do óleo na região superior da conduta e ligeiramente subestimados para as maiores velocidades do óleo, na mesma região, independentemente da velocidade superficial da água.

No presente trabalho, foi possível desenvolver um estudo experimental e outro de simulação do escoamento óleo/água em conduta horizontal, onde, utilizando a Tomografia de Impedância Elétrica (EIT) para obter informações do sistema se conseguiram determinar os padrões de escoamento disperso e estratificado. Portanto, a técnica de EIT provou ser bastante eficaz no mapeamento dos fluidos em ambos regimes de escoamento, sendo assim uma ótima alternativa para o monitoramento de sistemas que



transportam fluidos imiscíveis, como ocorre na indústria de petróleo, por exemplo. Referente às simulações, a utilização do modelo Euler-Euler para o escoamento disperso e do método *level-set* para o escoamento estratificado, demonstraram ser bastante apropriadas, uma vez que conseguiram prever satisfatoriamente a distribuição dos fluidos nas misturas, e, por conseguinte, os padrões de escoamento, assim como os valores da queda de pressão no transporte.

## 6.2 Trabalho Futuro

Neste trabalho foram desenvolvidos estudos experimentais e simulados para o escoamento de fluidos imiscíveis. Portanto, dois conjuntos de propostas para trabalhos futuros serão apresentados, o primeiro refere-se ao estudo experimental e o segundo aos estudos de simulação.

### Estudo experimental

Para a unidade experimental, recomenda-se a instalação de equipamentos como, por exemplo, válvulas de precisão automatizadas, inversores de frequência nas bombas para o controle dos caudais e de um sistema de arrefecimento mais eficiente. A instalação destes equipamentos possibilitará maior rapidez nas coletas dos dados experimentais, assim como ampliação dos testes que poderão ser realizados para velocidades mais baixas e específicas para toda gama e com maior controlo da temperatura. Para o escoamento de fluidos imiscíveis, recomenda-se também a instalação de um tanque com placas coalescentes para a separação das fases que permitirão um estudo mais detalhado dos padrões de escoamento dos fluidos.

Referente à EIT, uma vez que apresentou resultados satisfatórios, recomenda-se a sua adaptação para obter informações de velocidade de escoamento das partículas/gotas através de *cross-correlation*, entre anéis sucessivos. Neste caso, será necessário a instalação de um outro anel numa posição da conduta a uma distância otimizada do anel que já existe, que permita adquirir as informações necessárias para a obtenção da velocidade, além de ajustes nos *hardware* e *software* do sistema de EIT.

Referente ao escoamento bifásico de fluidos imiscíveis, após as instalações de equipamentos sugeridos, sugere-se um estudo mais abrangente dos vários padrões de

escoamento iniciando pelo escoamento disperso e varrendo toda a gama de padrões de escoamentos intermédios entre o escoamento disperso homogéneo e o escoamento estratificado. Para tanto, recomenda-se estudar tanto o escoamento óleo/água quanto o escoamento água/óleo. Para além disso, sugere-se também que sejam feitos estudos com diferentes óleos.

Por fim, sugere-se que seja desenvolvido um estudo experimental do escoamento trifásico com uma terceira fase sólida para melhor descrever o processo de extração do petróleo, onde o óleo bruto é transportado com outras fases (água, areia, cascalho, ar etc).

#### Estudo de simulação

Para os estudos simulados, recomenda-se utilizar programas com maiores possibilidades de inferências e que não seja limitado aos pacotes desenvolvidos em plataformas comerciais. Referentes aos inúmeros programas existentes no mercado, sugere-se programas que tenham os códigos lançados com *status* livre e fonte aberta como, por exemplo, o OpenFOAM (*Open source Field Operation and Manipulation*), marca licenciada pela OpenCFD Ltd e que segue os critérios abordados anteriormente, uma vez que é gerenciada, mantida e distribuída pela OpenFOAM Foundation e suportada por contribuintes voluntários. Uma desvantagem de utilizar o OpenFOAM deve-se ao fato de que a cada novo problema físico, seja necessário reconhecer e implementar um procedimento próprio capaz de dar resposta às expectativas do utilizador. Em relação aos estudos voltados para a simulação de fluidos imiscíveis, sugere-se trabalhar em novos padrões de escoamentos, os quais poderão ser determinados experimentalmente com a instalação dos equipamentos propostos anteriormente, adaptando os modelos matemáticos aos novos padrões de escoamento.

Referente à simulação, recomenda-se, fazer um estudo com os resultados experimentais para toda a gama de padrões comparando, para o padrão de escoamento disperso, o modelo homogéneo para determinar a queda de pressão, com a abordagem Euler-Euler (que além da queda de pressão permite obter informações da distribuição das fases que se mostrou sensível, no presente trabalho, à variação de concentração) com um modelo de mistura (este tipo de abordagem necessita de um maior esforço computacional em relação às anteriores, porém pode permitir obter mais informações sobre o sistema). Para o padrão estratificado, recomenda-se usar inicialmente o modelo Euler-Euler para mapear a interface, embora este modelo forneça uma descrição limitada dos sistemas, pois as equações de transporte são descritas através de média temporal, média volumétrica

ou de um conjunto de médias. Esses resultados serão comparados com os resultados utilizando métodos que não utilizem médias para descrever as equações de transporte, podendo ser o método *level-set* (utilizado no presente trabalho), o método *phase-field* e ou o método dos volumes de fluido (VOF). Sugere-se ainda melhorar a descrição da turbulência na zona de interface (zona de mistura), modelizando separadamente essa região ao nível da turbulência por forma a melhor descrever os fenômenos que ocorrem nessa zona. Para a simulação da transição entre os padrões de escoamento, não abordado neste trabalho, será necessário fazer primeiro um estudo minucioso na literatura para determinar um conjunto de abordagens possíveis para essas simulações, uma vez que este tipo de sistemas apresenta maior complexidade que os padrões totalmente estabilizados, antes de escolher um possível modelo, VOF por exemplo, para simular essas transições.



# 7. Referências Bibliográficas

- Alam, J.M., 2017. A wavelet based numerical simulation technique for two-phase flows using the phase field method. *Comput. Fluids* 146, 143–153. <https://doi.org/10.1016/j.compfluid.2017.01.015>
- Allen, T., 2013. *Particle Size Measurement*. Springer, New York, NY.
- Almohammed, N., Alobaid, F., Breuer, M., Epple, B., 2014. A comparative study on the influence of the gas flow rate on the hydrodynamics of a gas–solid spouted fluidized bed using Euler–Euler and Euler–Lagrange/DEM models. *Powder Technol.* 264, 343–364. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2014.05.024>
- Al-Wahaibi, T., Angeli, P., 2011. Experimental study on interfacial waves in stratified horizontal oil–water flow. *Int. J. Multiph. Flow* 37, 930–940. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2011.04.003>
- Al-Wahaibi, T., Yusuf, N., Al-Wahaibi, Y., Al-Ajmi, A., 2012. Experimental study on the transition between stratified and non-stratified horizontal oil–water flow. *Int. J. Multiph. Flow* 38, 126–135. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2011.08.007>
- Amiri, H.A., Hamouda, A.A., 2013. Evaluation of level set and phase field methods in modeling two phase flow with viscosity contrast through dual-permeability porous medium. *Int. J. Multiph. Flow* 52, 22–34. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2012.12.006>
- Angeli, P., Hewitt, G., 2000. Flow structure in horizontal oil–water flow. *Int. J. Multiph. Flow* 26, 1117–1140. [https://doi.org/10.1016/S0301-9322\(99\)00081-6](https://doi.org/10.1016/S0301-9322(99)00081-6)
- Angeli, P., Hewitt, G.F., 1999. Pressure gradient in horizontal liquid–liquid flows. *Int. J. Multiph. Flow* 24, 1183–1203. [https://doi.org/10.1016/S0301-9322\(98\)00006-8](https://doi.org/10.1016/S0301-9322(98)00006-8)
- Arney, M.S., Bai, R., Guevara, E., Joseph, D.D., Liu, K., 1993. Friction factor and holdup studies for lubricated pipelining—I. Experiments and correlations. *Int. J. Multiph. Flow* 19, 1061–1076. [https://doi.org/10.1016/0301-9322\(93\)90078-9](https://doi.org/10.1016/0301-9322(93)90078-9)
- Arunkumar, S., Adhavan, J., Venkatesan, M., Das, S.K., Balakrishnan, A.R., 2016. Two phase flow regime identification using infrared sensor and volume of fluids method. *Flow Meas. Instrum.* 51, 49–54. <https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2016.08.012>
- Bannwart, A.C., Rodriguez, O.M.H., de Carvalho, C.H.M., Wang, I.S., Vara, R.M.O., 2004. Flow Patterns in Heavy Crude Oil-Water Flow. *J. Energy Resour. Technol.* 126, 184. <https://doi.org/10.1115/1.1789520>
- Banowski, M., Hampel, U., Krepper, E., Beyer, M., Lucas, D., 2017. Experimental investigation of two-phase pipe flow with ultrafast X-ray tomography and comparison with state-of-the-art CFD simulations. *Nucl. Eng. Des.* <https://doi.org/10.1016/j.nucengdes.2017.06.035>

- Berryman, J.G., 1990. Lecture notes on nonlinear inversion and tomography. Lawrence Livermore National Laboratory, Livermore, California.
- Bertola, V., 2003. Modelling and Experimentation in Two-Phase Flow. Springer-Verlag Wien.
- Bilger, C., Aboukhedr, M., Vogiatzaki, K., Cant, R.S., 2017. Evaluation of two-phase flow solvers using Level Set and Volume of Fluid methods. *J. Comput. Phys.*
- Brauner, N., 1991. Two-phase liquid-liquid annular flow. *Int. J. Multiph. Flow* 17, 59–76. [https://doi.org/10.1016/0301-9322\(91\)90070-J](https://doi.org/10.1016/0301-9322(91)90070-J)
- Brennen, C.E., 2005. Fundamentals of multiphase flow. Cambridge University Press, Cambridge [England] ; New York.
- Burlutskiy, E., Turangan, C.K., 2015. A computational fluid dynamics study on oil-in-water dispersion in vertical pipe flows. *Chem. Eng. Res. Des.* 93, 48–54. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2014.05.020>
- Castro, M.S., Pereira, C.C., dos Santos, J.N., Rodriguez, O.M.H., 2012. Geometrical and kinematic properties of interfacial waves in stratified oil–water flow in inclined pipe. *Exp. Therm. Fluid Sci.* 37, 171–178. <https://doi.org/10.1016/j.expthermflusci.2011.11.003>
- Chakrabarti, D.P., Das, G., Ray, S., 2005. Pressure Drop in Liquid-liquid Two Phase Horizontal Flow: Experiment and Prediction. *Chem. Eng. Technol.* 28, 1003–1009. <https://doi.org/10.1002/ceat.200500143>
- Chambers, J.E., Loke, M.H., Ogilvy, R.D., Meldrum, P.I., 2004. Noninvasive monitoring of DNAPL migration through a saturated porous medium using electrical impedance tomography. *J. Contam. Hydrol.* 68, 1–22. [https://doi.org/10.1016/S0169-7722\(03\)00142-6](https://doi.org/10.1016/S0169-7722(03)00142-6)
- Che, H.Q., Wu, M., Ye, J.M., Yang, W.Q., Wang, H.G., 2017a. Monitoring a lab-scale wurster type fluidized bed process by electrical capacitance tomography. *Flow Meas. Instrum.* <https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2017.09.005>
- Che, H.Q., Wu, M., Ye, J.M., Yang, W.Q., Wang, H.G., 2017b. Monitoring a lab-scale wurster type fluidized bed process by electrical capacitance tomography. *Flow Meas. Instrum.* <https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2017.09.005>
- Chin, C., Ng, H.C.H., Blackburn, H.M., Monty, J.P., Ooi, A., 2015. Turbulent pipe flow at  $Re_{\tau} \approx 1000$  : A comparison of wall-resolved large-eddy simulation, direct numerical simulation and hot-wire experiment. *Comput. Fluids* 122, 26–33. <https://doi.org/10.1016/j.compfluid.2015.08.025>
- Coelho, R.C.V., Doria, M.M., 2018. Lattice Boltzmann method for semiclassical fluids. *Comput. Fluids* 165, 144–159. <https://doi.org/10.1016/j.compfluid.2018.01.019>
- COMSOL Multiphysics, 2017. User Guide Version 5.3.
- COMSOL Multiphysics, 2013. User Guide Version 4.4.
- Cotas, C.I.P., 2016. Modelling of fiber suspensions flow in pipes (Ph.D. thesis). University of Coimbra, Coimbra.
- Crowe, C.T. (Ed.), 2006. Multiphase flow handbook, Mechanical engineering series. CRC : Taylor & Francis, Boca Raton, FL.
- Davidson, L., 2001. An introduction to turbulence models. Department of Thermo and Fluid Dynamics, CHALMERS UNIVERSITY OF TECHNOLOGY, Sweden.
- Desamala, A.B., Vijayan, V., Dasari, A., Dasmahapatra, A.K., Mandal, T.K., 2016. Prediction of oil-water flow patterns, radial distribution of volume fraction, pressure and velocity

- during separated flows in horizontal pipe. *J. Hydrodyn. Ser B* 28, 658–668.  
[https://doi.org/10.1016/S1001-6058\(16\)60670-4](https://doi.org/10.1016/S1001-6058(16)60670-4)
- Dražić, S., Sladoje, N., Lindblad, J., 2016. Estimation of Feret's diameter from pixel coverage representation of a shape. *Pattern Recognit. Lett.* 80, 37–45.  
<https://doi.org/10.1016/j.patrec.2016.04.021>
- Duret, B., Reveillon, J., Menard, T., Demoulin, F.X., 2013. Improving primary atomization modeling through DNS of two-phase flows. *Int. J. Multiph. Flow* 55, 130–137.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2013.05.004>
- Faia, P.M., Silva, R., Rasteiro, M.G., Garcia, F.A.P., Ferreira, A.R., Santos, M.J., Santos, J.B., Coimbra, A.P., 2012. Imaging Particulate Two-Phase Flow in Liquid Suspensions with Electric Impedance Tomography. *Part. Sci. Technol.* 30, 329–342.  
<https://doi.org/doi.org/10.1080/02726351.2011.575444>
- Fangary, Y.S., Williams, R.A., Neil, W.A., Bond, J., Faulks, I., 1998. Application of electrical resistance tomography to detect deposition in hydraulic conveying systems. *Powder Technol.* 95, 61–66. [https://doi.org/10.1016/S0032-5910\(97\)03317-2](https://doi.org/10.1016/S0032-5910(97)03317-2)
- Ferziger, J.H., Perić, M., 2002. *Computational methods for fluid dynamics*, 3rd, rev. ed ed. Springer, Berlin; New York.
- Fiderek, P., Kucharski, J., Wajman, R., 2017. Fuzzy inference for two-phase gas-liquid flow type evaluation based on raw 3D ECT measurement data. *Flow Meas. Instrum.* 54, 88–96.  
<https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2016.12.010>
- Garcea, S.C., Wang, Y., Withers, P.J., 2018. X-ray computed tomography of polymer composites. *Compos. Sci. Technol.* 156, 305–319.  
<https://doi.org/10.1016/j.compscitech.2017.10.023>
- Gavrilov, A.A., Rudyak, V.Y., 2016. Reynolds-averaged modeling of turbulent flows of power-law fluids. *J. Non-Newton. Fluid Mech.* 227, 45–55.  
<https://doi.org/10.1016/j.jnnfm.2015.11.006>
- George, D.L., Torczynski, J.R., Shollenberger, K.A., O'Hern, T.J., Ceccio, S.L., 2000. Validation of electrical-impedance tomography for measurements of material distribution in two-phase flows. *Int. J. Multiph. Flow* 26, 549–581. [https://doi.org/doi.org/10.1016/S0301-9322\(99\)00029-4](https://doi.org/doi.org/10.1016/S0301-9322(99)00029-4)
- Georgoulis, E.H., Pryer, T., 2018. Recovered finite element methods. *Comput. Methods Appl. Mech. Eng.* 332, 303–324. <https://doi.org/10.1016/j.cma.2017.12.026>
- Giguère, R., Fradette, L., Mignon, D., Tanguy, P.A., 2008. Characterization of slurry flow regime transitions by ERT. *Chem. Eng. Res. Des.* 86, 989–996.  
<https://doi.org/10.1016/j.cherd.2008.03.014>
- Gladden, L. F. (1997). *Process Tomography: Principles, Techniques and Applications*. *Measurement Science and Technology*, 8(4).  
<https://doi.org/10.1088/0957-0233/8/4/021>
- Gnamode, P.S., Orlandi, P., Ould-Rouiss, M., Nicolas, X., 2015. Large-Eddy simulation of turbulent pipe flow of power-law fluids. *Int. J. Heat Fluid Flow* 54, 196–210.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijheatfluidflow.2015.05.004>
- Grassi, B., Strazza, D., Poesio, P., 2008. Experimental validation of theoretical models in two-phase high-viscosity ratio liquid–liquid flows in horizontal and slightly inclined pipes. *Int. J. Multiph. Flow* 34, 950–965.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2008.03.006>

- Grootveld, C.J., 1996. Measuring & modeling of concentrated settling suspensions using electrical impedance tomography (Ph.D. thesis). Delft University of Technology, The Netherlands.
- Haavisto, S., Salmela, J., Koponen, A., 2015. Accurate velocity measurements of boundary-layer flows using Doppler optical coherence tomography. *Exp. Fluids* 56. <https://doi.org/10.1007/s00348-015-1962-2>
- Hasan, N.M., Azzopardi, B.J., 2007. Imaging stratifying liquid–liquid flow by capacitance tomography. *Flow Meas. Instrum.* 18, 241–246. <https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2007.07.007>
- He, T., 2018. Towards straightforward use of cell-based smoothed finite element method in fluid–structure interaction. *Ocean Eng.* 157, 350–363. <https://doi.org/10.1016/j.oceaneng.2018.03.054>
- Holder, D.S., 2005. *Electrical Impedance Tomography: Methods, History and Applications*. Institute of Physics Pub., Bristol; Philadelphia.
- Hou, B., Wang, X., Zhang, T., Li, H., 2017. A model for improving the Euler–Euler two-phase flow theory to predict chemical reactions in circulating fluidized beds. *Powder Technol.* 321, 13–30. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2017.07.081>
- Hua, L., Zhao, H., Li, J., Wang, J., Zhu, Q., 2015. Eulerian–Eulerian simulation of irregular particles in dense gas–solid fluidized beds. *Powder Technol.* 284, 299–311. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2015.06.057>
- Ireland, P.J., Desjardins, O., 2017. Improving particle drag predictions in Euler–Lagrange simulations with two-way coupling. *J. Comput. Phys.* 338, 405–430. <https://doi.org/10.1016/j.jcp.2017.02.070>
- Ishii, M., 2006. *Thermo-fluid dynamics of two phase-flow*. Springer Science-Business Media, New York, N.Y.
- Ishii, M., Zuber, N., 1979. Drag coefficient and relative velocity in bubbly, droplet or particulate flows. *AIChE J.* 25, 843–855. <https://doi.org/10.1002/aic.690250513>
- Ismail, I., Gamio, J.C., Bukhari, S.A., Yang, W.Q., 2005. Tomography for multi-phase flow measurement in the oil industry. *Flow Meas. Instrum.* 16, 145–155. <https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2005.02.017>
- Jayaraju, S.T., Roelofs, F., Komen, E.M.J., Dehbi, A., 2016. RANS modeling of fluid flow and dust deposition in nuclear pebble-beds. *Nucl. Eng. Des.* 308, 222–237. <https://doi.org/10.1016/j.nucengdes.2016.08.037>
- Jin, Y., Herwig, H., 2015. Turbulent flow in rough wall channels: Validation of RANS models. *Comput. Fluids* 122, 34–46. <https://doi.org/10.1016/j.compfluid.2015.08.005>
- Kähler, C.J., Scharnowski, S., Cierpka, C., 2012. On the uncertainty of digital PIV and PTV near walls. *Exp. Fluids* 52, 1641–1656. <https://doi.org/10.1007/s00348-012-1307-3>
- Kartushinsky, A., Tisler, S., Oliveira, J.L.G., van der Geld, C.W.M., 2016. Eulerian-Eulerian modelling of particle-laden two-phase flow. *Powder Technol.* 301, 999–1007. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2016.07.053>
- Kesana, N.R., Parsi, M., Vieira, R.E., Azzopardi, B., Schleicher, E., McLaury, B.S., Shirazi, S.A., Hampel, U., 2017. Visualization of gas-liquid multiphase pseudo-slug flow using Wire-Mesh Sensor. *J. Nat. Gas Sci. Eng.* 46, 477–490. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2017.08.010>
- Keskinen, K., Nuutinen, M., Kaario, O., Vuorinen, V., Koch, J., Wright, Y.M., Larmi, M., Boulouchos, K., 2017. Hybrid LES/RANS with wall treatment in tangential and



- impinging flow configurations. *Int. J. Heat Fluid Flow* 65, 141–158.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijheatfluidflow.2017.04.001>
- Khalloufi, M., Mesri, Y., Valette, R., Massoni, E., Hachem, E., 2016. High fidelity anisotropic adaptive variational multiscale method for multiphase flows with surface tension. *Comput. Methods Appl. Mech. Eng.* 307, 44–67.  
<https://doi.org/10.1016/j.cma.2016.04.014>
- Kipping, R., Brito, R., Scheicher, E., Hampel, U., 2016. Developments for the application of the Wire-Mesh Sensor in industries. *Int. J. Multiph. Flow* 85, 86–95.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2016.05.017>
- Kommission, E., Sommerfeld, M., Wachem, B. van, Oliemans, R., SIAMUF (Eds.), 2008. Best practice guidelines for computational fluid dynamics of dispersed multi-phase flows, Version 1. ed. European Research Community on Flow, Turbulence and Combustion (ERCOFTAC), Brüssel.
- Kundu, P., Kumar, V., Mishra, I.M., 2015. Modeling the steady-shear rheological behavior of dilute to highly concentrated oil-in-water (o/w) emulsions: Effect of temperature, oil volume fraction and anionic surfactant concentration. *J. Pet. Sci. Eng.* 129, 189–204.  
<https://doi.org/10.1016/j.petrol.2015.03.008>
- Kuzmin, D., Mierka, O., Turek, S., 2007. On the implementation of the  $\kappa$ - $\epsilon$  turbulence model in incompressible flow solvers based on a finite element discretisation. *Int. J. Comput. Sci. Math.* 1, 193. <https://doi.org/10.1504/IJCSM.2007.016531>
- Lakehal, D., 2018. Status and future developments of Large-Eddy Simulation of turbulent multi-fluid flows (LEIS and LESS). *Int. J. Multiph. Flow* 104, 322–337.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2018.02.018>
- Lee, H.C., Bawazeer, S., Mohamad, A.A., 2018. Boundary conditions for lattice Boltzmann method with multispeed lattices. *Comput. Fluids* 162, 152–159.  
<https://doi.org/10.1016/j.compfluid.2017.12.011>
- Lee, J.L., Lim, E.W.C., 2017. Comparisons of Eulerian-Eulerian and CFD-DEM simulations of mixing behaviors in bubbling fluidized beds. *Powder Technol.* 318, 193–205.  
<https://doi.org/10.1016/j.powtec.2017.05.050>
- Li, X., Jaworski, A.J., Mao, X., 2017. Comparative study of two non-intrusive measurement methods for bubbling gas-solids fluidized beds: Electrical capacitance tomography and pressure fluctuations. *Flow Meas. Instrum.*  
<https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2017.08.002>
- Liu, Z., Li, B., 2018. Scale-adaptive analysis of Euler-Euler large eddy simulation for laboratory scale dispersed bubbly flows. *Chem. Eng. J.* 338, 465–477.  
<https://doi.org/10.1016/j.cej.2018.01.051>
- Lopes, A.G., 2012. *Mecânica dos Fluídos*, 5ª. ed. Lidel, Lisboa.
- Lopez de Bertodano, M., Lahey, R.T., Jones, O.C., 1994. Development of a  $k$ - $\epsilon$  Model for Bubbly Two-Phase Flow. *J. Fluids Eng.* 116, 128. <https://doi.org/10.1115/1.2910220>
- Ma, T., Ziegenhein, T., Lucas, D., Krepper, E., Fröhlich, J., 2015. Euler–Euler large eddy simulations for dispersed turbulent bubbly flows. *Int. J. Heat Fluid Flow* 56, 51–59.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijheatfluidflow.2015.06.009>
- Malmivuo, J., Plonsey, R., 1995. *Bioelectromagnetism: Principles and Applications of Bioelectric and Biomagnetic Fields*. Oxford University Press.

- Mandal, T.K., Chakrabarti, D.P., Das, G., 2007. Oil water flow through different diameter pipes: similarities and differences. *Chem. Eng. Res. Des.* 85, 1123–1128. <https://doi.org/10.1205/cherd06036>
- Masoudian, M., Pinho, F.T., Kim, K., Sureshkumar, R., 2016. A RANS model for heat transfer reduction in viscoelastic turbulent flow. *Int. J. Heat Mass Transf.* 100, 332–346. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2016.04.053>
- Matin, R., Misztal, M.K., Hernández-García, A., Mathiesen, J., 2017. Evaluation of the finite element lattice Boltzmann method for binary fluid flows. *Comput. Math. Appl.* 74, 281–291. <https://doi.org/10.1016/j.camwa.2017.04.027>
- Menin, O.H., 2009. Método dos elementos de contorno para tomografia de impedância elétrica (text). Universidade de São Paulo. <https://doi.org/10.11606/D.59.2009.tde-31102009-085546>
- Michaelides, E.E., 2006. *Particles, bubbles and drops: their motion, heat and mass transfer.* World Scientific, Texas, USA.
- Mollik, T., Roy, B., Saha, S., 2017. Turbulence Modeling of Channel Flow and Heat Transfer: A Comparison with DNS Data. *Procedia Eng.* 194, 450–456. <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2017.08.170>
- Morgan, R.G., Markides, C.N., Zadrazil, I., Hewitt, G.F., 2013. Characteristics of horizontal liquid–liquid flows in a circular pipe using simultaneous high-speed laser-induced fluorescence and particle velocimetry. *Int. J. Multiph. Flow* 49, 99–118. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2012.09.004>
- Morrison, H.E., Leder, A., 2018. Sediment transport in turbulent flows with the lattice Boltzmann method. *Comput. Fluids.* <https://doi.org/10.1016/j.compfluid.2018.04.015>
- Mujat, M., Ferguson, R.D., Iftimia, N., Hammer, D.X., Nedyalkov, I., Wosnik, M., Legner, H., 2013. Optical coherence tomography-based micro-particle image velocimetry. *Opt. Lett.* 38, 4558. <https://doi.org/10.1364/OL.38.004558>
- Norman, J.T., Nayak, H.V., Bonnecaze, R.T., 2005. Migration of buoyant particles in low-Reynolds-number pressure-driven flows. *J. Fluid Mech.* 523, 1–35. <https://doi.org/10.1017/S0022112004000886>
- Ohta, T., Miyashita, M., 2014. DNS and LES with an extended Smagorinsky model for wall turbulence in non-Newtonian viscous fluids. *J. Non-Newton. Fluid Mech.* 206, 29–39. <https://doi.org/10.1016/j.jnnfm.2014.02.003>
- Olsen, J.E., Skjetne, P., 2016. Modelling of underwater bubble plumes and gas dissolution with an Eulerian-Lagrangian CFD model. *Appl. Ocean Res.* 59, 193–200. <https://doi.org/10.1016/j.apor.2016.06.001>
- Olsson, E., Kreiss, G., 2005. A conservative level set method for two phase flow. *J. Comput. Phys.* 210, 225–246. <https://doi.org/doi.org/10.1016/j.jcp.2005.04.007>
- Olsson, E., Kreiss, G., Zahedi, S., 2007. A conservative level set method for two phase flow II. *J. Comput. Phys.* 225, 785–807. <https://doi.org/doi.org/10.1016/j.jcp.2006.12.027>
- Parekh, J., Rzehak, R., 2018. Euler–Euler multiphase CFD-simulation with full Reynolds stress model and anisotropic bubble-induced turbulence. *Int. J. Multiph. Flow* 99, 231–245. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2017.10.012>
- Patel, T., Lakdawala, A., 2018. A dual grid, dual level set based cut cell immersed boundary approach for simulation of multi-phase flow. *Chem. Eng. Sci.* 177, 180–194. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2017.11.046>
- Polydorides, N., Lionheart, W.R.B., 2002. A Matlab toolkit for three-dimensional electrical

- impedance tomography: a contribution to the Electrical Impedance and Diffuse Optical Reconstruction Software project. *Meas. Sci. Technol.* 13, 1871–1883.  
<https://doi.org/10.1088/0957-0233/13/12/310>
- Pond, I., Ebadi, A., Dubief, Y., White, C.M., 2017. An integral validation technique of RANS turbulence models. *Comput. Fluids* 149, 150–159.  
<https://doi.org/10.1016/j.compfluid.2017.02.016>
- Porombka, P., Höhne, T., 2015. Drag and turbulence modelling for free surface flows within the two-fluid Euler–Euler framework. *Chem. Eng. Sci.* 134, 348–359.  
<https://doi.org/doi.org/10.1016/j.ces.2015.05.029>
- Powell, R.L., 2008. Experimental techniques for multiphase flows. *Phys. Fluids* 20, 040605.  
<https://doi.org/10.1063/1.2911023>
- Pozzetti, G., Peters, B., 2018. A multiscale DEM-VOF method for the simulation of three-phase flows. *Int. J. Multiph. Flow* 99, 186–204.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2017.10.008>
- Prosperetti, A., Tryggvason, G. (Eds.), 2007. *Computational methods for multiphase flow*. Cambridge University Press, Cambridge.
- Rahiman, M.H.F., Rahim, R.A., Tajjudin, M., 2006. Ultrasonic transmission-mode tomography imaging for liquid/gas two-phase flow. *IEEE Sens. J.* 6, 1706–1715.  
<https://doi.org/10.1109/JSEN.2006.884549>
- Ravachol, M., 1997. Unstructured finite element for incompressible flows. *American Institute of Aeronautics and Astronautics*. <https://doi.org/10.2514/6.1997-1864>
- Rodriguez, O.M., Castro, M.S., 2014. Interfacial-tension-force model for the wavy-stratified liquid–liquid flow pattern transition. *Int. J. Multiph. Flow* 58, 114–126.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2013.09.003>
- Rodriguez, O.M.H., 2011. *Escoamento Multifásico*, 1th ed. ABCM - Associação Brasileira de Engenharia e Ciências Mecânica, Rio de Janeiro, Brasil.
- Rodriguez, O.M.H., Baldani, L.S., 2012. Prediction of pressure gradient and holdup in wavy stratified liquid–liquid inclined pipe flow. *J. Pet. Sci. Eng.* 96–97, 140–151.  
<https://doi.org/10.1016/j.petrol.2012.09.007>
- Rosa, E.S., 2012. *Escoamento Multifásico Isotérmico: Modelos de Multifluidos e de Mistura*, 1th ed. Bookman, Porto Alegre, RS, Brasil.
- Schillings, J., Doche, O., Tano Retamales, M., Bauer, F., Deseure, J., Tardu, S., 2017. Four-way coupled Eulerian–Lagrangian Direct Numerical Simulations in a vertical laminar channel flow. *Int. J. Multiph. Flow* 89, 92–107.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2016.10.006>
- Shaban, H., Tavoularis, S., 2015. The wire-mesh sensor as a two-phase flow meter. *Meas. Sci. Technol.* 26, 015306. <https://doi.org/10.1088/0957-0233/26/1/015306>
- Shaikh, J., Sharma, A., Bhardwaj, R., 2018. On comparison of the sharp-interface and diffuse-interface level set methods for 2D capillary or/and gravity induced flows. *Chem. Eng. Sci.* 176, 77–95. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2017.10.022>
- Sharma, A., Al-Sarkhi, A., Sarica, C., Zhang, H.-Q., 2011. Modeling of oil–water flow using energy minimization concept. *Int. J. Multiph. Flow* 37, 326–335.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2010.11.002>
- Shi, J., Gourma, M., Yeung, H., 2017. CFD simulation of horizontal oil-water flow with matched density and medium viscosity ratio in different flow regimes. *J. Pet. Sci. Eng.* 151, 373–383. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2017.01.022>

- Silva, R., 2015. Solid/liquid suspension flow in pipes: modelling and experimental investigation (Ph.D. thesis). University of Coimbra, Coimbra.
- Silva, R., Garcia, F.A.P., Faia, P.M., Krochak, P., Söderberg, D., Lundell, F., Rasteiro, M.G., 2016. Validating dilute settling suspensions numerical data through MRI, UVP and EIT measurements. *Flow Meas. Instrum.* 50, 35–48. <https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2016.06.003>
- Sotgia, G., Tartarini, P., Stalio, E., 2008. Experimental analysis of flow regimes and pressure drop reduction in oil–water mixtures. *Int. J. Multiph. Flow* 34, 1161–1174. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2008.06.001>
- Street, N., 2000. P2000 Electrical Resistance Tomography System ITS System 2000 Version 5.0 Software Operating Manual.
- Sugimoto, F.K., 2016. Análise experimental do escoamento líquido-líquido (Tese de Doutorado). Universidade Estadual de Campinas, Campinas - Brasil.
- Supardan, M., Masuda, Y., Maezawa, A., Uchida, S., 2007. The investigation of gas holdup distribution in a two-phase bubble column using ultrasonic computed tomography. *Chem. Eng. J.* 130, 125–133. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2006.08.035>
- Sváček, P., 2017. Numerical simulation of fluid-structure interactions with stabilized finite element method. *Adv. Eng. Softw.* 113, 96–107. <https://doi.org/10.1016/j.advengsoft.2016.08.012>
- Tan, C., Wu, H., Dong, F., 2013. Horizontal oil–water two-phase flow measurement with information fusion of conductance ring sensor and cone meter. *Flow Meas. Instrum.* 34, 83–90. <https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2013.08.006>
- Tegze, G., Pusztai, T., Gránásy, L., 2005. Phase field simulation of liquid phase separation with fluid flow. *Mater. Sci. Eng. A* 413–414, 418–422. <https://doi.org/10.1016/j.msea.2005.09.045>
- Tornberg, A.-K., Engquist, B., 2000. A finite element-based level-set method for multiphase flow applications. *Comput. Vis. Sci.* 3, 93–101. <https://doi.org/10.1007/s007910050056>
- Trallero, J.L., Sarica, C., Brill, J.P., others, 1997. A study of oil-water flow patterns in horizontal pipes. *SPE Prod. Facil.* 12, 165–172. <https://doi.org/10.2118/36609-PA>
- Trunk, R., Henn, T., Dörfler, W., Nirschl, H., Krause, M.J., 2016. Inertial dilute particulate fluid flow simulations with an Euler–Euler lattice Boltzmann method. *J. Comput. Sci.* 17, 438–445. <https://doi.org/10.1016/j.jocs.2016.03.013>
- Tryggvason, G., Scardovelli, R., Zaleski, S., 2011. Direct numerical simulations of gas-liquid multiphase flows. Cambridge University Press, Cambridge; New York.
- Tsukahara, T., Kawase, T., Kawaguchi, Y., 2011. DNS of viscoelastic turbulent channel flow with rectangular orifice at low Reynolds number. *Int. J. Heat Fluid Flow* 32, 529–538. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatfluidflow.2011.02.009>
- Vauhkonen, M., 1997. Electrical impedance tomography and prior information. C. Natural and Environmental Sciences, Kuopio University.
- Vázquez, M., Ravachol, M., Chalot, F., Mallet, M., 2004. The robustness issue on multigrid schemes applied to the Navier–Stokes equations for laminar and turbulent, incompressible and compressible flows. *Int. J. Numer. Methods Fluids* 45, 555–579. <https://doi.org/10.1002/flid.718>
- Ventura, C., Garcia, F., Ferreira, P., Rasteiro, M., 2008. Flow dynamics of pulp fiber suspensions (PhD Thesis). University of Coimbra, Coimbra.

- Versteeg, H.K., Malalasekera, W., 2007. An introduction to computational fluid dynamics: the finite volume method, 2nd ed. Pearson Education, Harlow, England; New York.
- Vese, L.A., Chan, T.F., 2002. A multiphase level set framework for image segmentation using the Mumford and Shah model. *Int. J. Comput. Vis.* 50, 271–293.  
<https://doi.org/10.1023/A:1020874308076>
- Wachem, van B.G., Schouten, J.C., van den Bleek, C.M., Krishna, R., Sinclair, J.L., 2001. Comparative analysis of CFD models of dense gas–solid systems. *AIChE J.* 47, 1035–1051. <https://doi.org/10.1002/aic.690470510>
- Wang, J., Ye, X., 2013. A weak Galerkin finite element method for second-order elliptic problems. *J. Comput. Appl. Math.* 241, 103–115.  
<https://doi.org/10.1016/j.cam.2012.10.003>
- Wang, M., 2015. *Industrial tomography: systems and applications*, 1th ed. Elsevier, Boston, MA.
- Wang, M., Jia, J., Faraj, Y., Wang, Q., Xie, C., Oddie, G., Primrose, K., Qiu, C., 2015. A new visualisation and measurement technology for water continuous multiphase flows. *Flow Meas. Instrum.* 46, 204–212. <https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2015.06.022>
- Wang, M., Jones, T.F., Williams, R.A., 2003. Visualization of Asymmetric Solids Distribution in Horizontal Swirling Flows Using Electrical Resistance Tomography. *Chem. Eng. Res. Des.* 81, 854–861. <https://doi.org/10.1205/026387603322482095>
- Wang, Q., Wang, H., Cui, Z., Yang, C., 2012. Reconstruction of electrical impedance tomography (EIT) images based on the expectation maximum (EM) method. *ISA Trans.* 51, 808–820. <https://doi.org/10.1016/j.isatra.2012.04.011>
- Wang, W., Gong, J., Angeli, P., 2011. Investigation on heavy crude-water two phase flow and related flow characteristics. *Int. J. Multiph. Flow* 37, 1156–1164.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2011.05.011>
- Williams, R.A., Beck, M.S. (Eds.), 1995. *Process tomography: principles, techniques, and applications*. Butterworth-Heinemann, Oxford ; Boston.
- Wörner, M., 2003. *A compact introduction to the numerical modeling of multiphase flows*. Forschungszentrum Karlsruhe, Karlsruhe, Alemanha.
- Xu, J., Li, M., Gao, G., 2017. A dynamic hybrid RANS/LES approach based on the local flow structure. *Int. J. Heat Fluid Flow* 67, 250–260.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijheatfluidflow.2017.08.013>
- Xu, X.-X., 2007. Study on oil–water two-phase flow in horizontal pipelines. *J. Pet. Sci. Eng.* 59, 43–58. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2007.03.002>
- Yap, Y.F., Li, H.Y., Lou, J., Pan, L.S., Shang, Z., 2017. Numerical modeling of three-phase flow with phase change using the level-set method. *Int. J. Heat Mass Transf.* 115, 730–740.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2017.08.076>
- Yusuf, N., Al-Wahaibi, Y., Al-Wahaibi, T., Al-Ajmi, A., Olawale, A.S., Mohammed, I.A., 2012. Effect of oil viscosity on the flow structure and pressure gradient in horizontal oil–water flow. *Chem. Eng. Res. Des.* 90, 1019–1030.  
<https://doi.org/10.1016/j.cherd.2011.11.013>
- Zambrano, H., Sigalotti, L.D.G., Klapp, J., Peña-Polo, F., Bencomo, A., 2017. Heavy oil slurry transportation through horizontal pipelines: Experiments and CFD simulations. *Int. J. Multiph. Flow* 91, 130–141. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2016.04.013>

- Zhao, J., Wang, Q., Yang, X., 2016. Numerical approximations to a new phase field model for two phase flows of complex fluids. *Comput. Methods Appl. Mech. Eng.* 310, 77–97. <https://doi.org/10.1016/j.cma.2016.06.008>
- Zhao, Y., Zhao, C.Y., Xu, Z.G., 2018. Numerical study of solid-liquid phase change by phase field method. *Comput. Fluids* 164, 94–101. <https://doi.org/10.1016/j.compfluid.2017.05.032>
- Zhou, C.H., 2017. RANS simulation of high-Re turbulent flows using an immersed boundary method in conjunction with wall modeling. *Comput. Fluids* 143, 73–89. <https://doi.org/10.1016/j.compfluid.2016.11.009>
- Zhou, L., 2015. Two-phase Turbulence Models in Eulerian-Eulerian Simulation of Gas-particle Flows and Coal Combustion. *Procedia Eng.* 102, 1677–1696. <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2015.01.304>
- Zhou, L.X., 2016. A review for developing two-fluid modeling and LES of turbulent combusting gas-particle flows. *Powder Technol.* 297, 438–447. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2016.05.015>
- Zhou, L.X., Liu, Y., 2018. Two-fluid LES and RANS modeling of sudden-expansion gas-particle flows. *Powder Technol.* 323, 45–50. <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2017.09.048>
- Zienkiewicz, O.C., Taylor, R.L., Zhu, J., 2010. *The finite element method. Vol. 1: Its basis and fundamentals*, 6. ed., repr. ed. Elsevier Butterworth-Heinemann, Amsterdam.

## ANEXO 3-A

### Códigos de MatLab

A seguir é descrito em detalhe a versão da escrita do código MatLab feita por Bruno Branco no laboratório do DEQ.

#### Primeira parte

Nesta seção, todas as sub-rotinas necessárias são carregadas e também chamam as funções que fazem as reconstruções das imagens.

```
function run()
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%
%definir a quantidade de dados a simular. imagem unica ou
multiplas%%%%%%%%
%imagens. Em caso de uma imagem singular,q_imagens=0 caso
contrario%%%%%%%%
q_imagens=0;%q_imagens=1.%%%%%%%%
%%%
n_ele=32;%definir n_electrodos 16 ou
32%%%%%%%%
inj=1;%definir protocolo implementado (inj=1) adjacente, (inj=2)
oposto %%
brancos=1;%definir quantas condutividades de
branco%%%%%%%%
concentracoes=1;%definir o numero de concentracoes
%%%%%%%%
graf_saida=0;%definir grafico de
saida.%%%%%%%%
%graf_saida==0 imagem
reconstruida%%%%%%%%
%graf_saida==1 perfis
radiais%%%%%%%%
%%%%%%%%
%%%
%%
%

dirname=pwd;
parentdir = fileparts(dirname);
if q_imagens==0
    i=1;
    j=1;
    sp=1;
    nh=1;
    h=1;

    simul(n_ele,inj,i,j,sp,h,nh,parentdir,q_imagens,graf_saida)
```

```

else

for h=1:1:brancos %percorre todas pastas de sets homogeneos
    for nh=1:1:concentracoes %percorre todos as pastas de sets não
homogeneos

for sp=14:14:84 % Caudal. Define o caudal para reconstruir imagens do
mesmo caudal/velocidade dos sets homogeneos e não homogeneos. 28=1m/s
nfiles_h=dir([parentdir
'\dados\simulacao\imagens_multiplas\set_homogeneo\B' num2str(h) '\
num2str(sp) '\*.txt']);
nfiles_nh=dir([parentdir
'\dados\simulacao\imagens_multiplas\set_naohomogeneo\C' num2str(nh)
'\ ' num2str(sp) '\*.txt']);
nfiles_h_size=size(nfiles_h);
nfiles_nh_size=size(nfiles_nh);
h_s=nfiles_h_size(1,1)/2;
nh_s=nfiles_nh_size(1,1)/2;

%h_s e nh_s numero total de pares de ficheiros (coseno e seno).
%\h_s na pasta com ficheiros do set homogeneo.
%\nh_s na pasta com ficheiro do set de data não homogeneo.

%os ciclos for são para simular todos as combinações positivas entre
sets
%homogeneos e sets não homogenos

for i=1:h_s% set homogeneo escolhido a cruzar
    for j=1:nh_s % set nao homogeneo a cruzar
        close all
        simul(n_ele,inj,i,j,sp,h,nh,parentdir,q_imagens,graf_saida)

    end

end

end

end
end
end
end
end

```

## Segunda Parte

Nesta parte são criadas as malhas e resolvidos os problemas diretos e inversos.

```

function simul(n_ele,inj,aa,bb,sp,h,nh,parentdir,q_imagens,
graf_saida)
close all

switch inj%definicao do tipo de injecao e do hyperparameter
    case 1
        opt1='{ad}';

```



```

    opt2='{ad}';

    hyper=5;% definicao do hyperparameter para injeção adjacente
[4 a 6]tipicamente..
    case 2
        opt1='{op}';
        opt2='{ad}';

        hyper=3;%definicao do hyperparameter para injeção oposta [1 a
4]tipicamente.

end

clc

[Vh,Vi,VV]=data_read(n_ele,inj,aa,bb,sp,h,nh,parentdir,q_imagens);

imdl_2D= mk_common_model('d2c',n_ele);% 2D Model using distmesh
Nel= n_ele; % Number of elecs
Nplanes=1; % Number of planes
Zc = 0.011; % Contact impedance
curr = 22; % applied current mA
options={'no_meas_current','no_rotate_meas','do_redundant'}; % Custom
settings of our electrodes
stimulation=mk_stim_patterns( Nel, Nplanes, opt1,opt2, options, curr
); % New stimulation data
imdl_2D.fwd_model.stimulation = stimulation; % Replace model
stimulation data with new custom one

for i =1:Nel
    imdl_2D.fwd_model.electrode(i).z_contact=Zc;
end
imdl_2D.fwd_model.electrode =
imdl_2D.fwd_model.electrode([2,3:1:n_ele,1]); % Para colocar o
electrodo 16/32 no topo

%% Show mesh design
%show_fem(imdl_2D.fwd_model,[0,1,0]);
% Reconstruct Image
%imdl_2D.fwd_model= imdl_2D.fwd_model.stimulation;
% Guass-Newton solvers
imdl_2D.solve= @aa_inv_solve;%define o algoritmo usando na
reconstrução
imdl_2D.fwd_model.normalize_measurements=1;
imdl_2D.hyperparameter.value=hyper;
% Tikhonov prior
%imdl_2D.RtR_prior= @tikhonov_image_prior;
imdl_2D.fwd_model.meas_select=VV;
% imdl_2D.meas_icov = meas_icov_rm_elecs( imdl_2D,[ 6]);% remove os
electrodos da reconstrução
rec_img= inv_solve(imdl_2D, Vh, Vi);
rec_img.calc_colours.npoints = 512;%numero de pontos da matrix slice
usada nos
%rec_img.calc_colours.backgnd=[0,0,0];

```

```
%rec_img.calc_colours.ref_level=0;%valor atribuida à cor branca na
escala de cores
%rec_img.calc_colours.clim=0.07;%Limite da escala de cores. no caso de
ref_level=0 os limites da escala sao iguais ao .clim.
```

```
figure
```

```
if graf_saida==0% se graf_saida ==0 a figura gravada é a imagem
reconstruida.
```

```
h=show_fem(rec_img,[1,-1]);
axis off
```

```
if q_imagens==0
    saveas(h,[parentdir
'\dados\resultados\imagem_unica_reconstruidas\' num2str(aa*1000+bb) ],
'png')
```

```
else
```

```
    saveas(h,[parentdir
'\dados\resultados\imagens_multiplas_reconstruidas\' num2str(h) '\C'
num2str(nh) '\ ' num2str(sp) '\ ' num2str(aa*1000+bb) ], 'png')
end
```

```
else %se graf_saida ==1 a figura gravada é o perfil da imagem
reconstruida.
```

```
    npoints=rec_img.calc_colours.npoints;
    nlimite=rec_img.calc_colours.clim;
    hh=show_slices(rec_img);
    figuras=graf_in(hh,npoints,nlimite,sp,nh);
    if q_imagens==0 % se q_imagens==0 apenas 1 imagem ou perfil e
gravado, cosrrespondente ao conjunto de dados simulados. 1 set
homogeneio com 1 set não homogeneo
```

```
    saveas(figuras,[parentdir
'\dados\resultados\imagem_unica_reconstruidas\perfil_'
num2str(aa*1000+bb) ],'png')
```

```
else
```

```
    saveas(figuras,[parentdir
'\dados\resultados\imagens_multiplas_perfis\' num2str(h) '\C'
num2str(nh) '\ ' num2str(sp) '\perfil_' num2str(aa*1000+bb) ],'png')
```

```
end
```

```
end
```

```
close all
```

### Terceira Parte

Nesta última parte, criou-se uma sub-rotina, onde pode ser feita a leitura de todos os dados brutos adquiridos com a EIT e os introduz na rotina anterior.

```

function [Vh,Vi,VV]=dataread(xx,opcao,a,b,speed,hh,nnh)
tic
write=0;
xon=0;
%speed;
n_elect=4;

infodata=struct('cosenos',[],'senos',[],'cosenosbranco',[],
'senosbranco',[]);
h=dir(['C:\Users\deqadmin\Desktop\123\h\' num2str(hh) '\'
num2str(speed) '\*.txt']);
nh=dir(['C:\Users\deqadmin\Desktop\123\nh\' num2str(nnh) '\'
num2str(speed) '\*.txt' ]);

c=a*2;
d=b*2;

inc=0;
for i=1:xx
    if xx<20

infodata(i).cosenos=dlmread(['C:\Users\deqadmin\Desktop\123\nh\'
num2str(nnh) '\' num2str(speed) '\' nh(d).name ],'\t', ['B'
num2str(6+inc) '..N' num2str(15+inc)]);
        infodata(i).senos=dlmread(['C:\Users\deqadmin\Desktop\123\nh\'
num2str(nnh) '\' num2str(speed) '\' nh(d-1).name ],'\t', ['B'
num2str(6+inc) '..N' num2str(15+inc)]);

infodata(i).cosenosbranco=dlmread(['C:\Users\deqadmin\Desktop\123\h\'
num2str(hh) '\' num2str(speed) '\' h(c).name ],'\t', ['B'
num2str(6+inc) '..N' num2str(15+inc)]);

infodata(i).senosbranco=dlmread(['C:\Users\deqadmin\Desktop\123\h\'
num2str(hh) '\' num2str(speed) '\' h(c-1).name ],'\t', ['B'
num2str(6+inc) '..N' num2str(15+inc)]);
            else

infodata(i).cosenos=dlmread(['C:\Users\deqadmin\Desktop\123\nh\'
num2str(nnh) '\' num2str(speed) '\' nh(d).name ],'\t', ['B'
num2str(6+inc) '..AD' num2str(15+inc)]);
        infodata(i).senos=dlmread(['C:\Users\deqadmin\Desktop\123\nh\'
num2str(nnh) '\' num2str(speed) '\' nh(d-1).name ],'\t', ['B'
num2str(6+inc) '..AD' num2str(15+inc)]);

infodata(i).cosenosbranco=dlmread(['C:\Users\deqadmin\Desktop\123\h\'
num2str(hh) '\' num2str(speed) '\' h(c).name ],'\t', ['B'
num2str(6+inc) '..AD' num2str(15+inc)]);

infodata(i).senosbranco=dlmread(['C:\Users\deqadmin\Desktop\123\h\'
num2str(hh) '\' num2str(speed) '\' h(c-1).name ],'\t', ['B'
num2str(6+inc) '..AD' num2str(15+inc)]);
            end
        inc=inc+16;
end
end

```

```

mediasenos=zeros (xx,xx-3);
mediacosenos=zeros (xx,xx-3);
mediasenosbrancos=zeros (xx,xx-3);
mediacosenosbrancos=zeros (xx,xx-3);
modulo3=zeros (xx+1,xx-3);
modulobrancos3=zeros (xx+1,xx-3);

for j=1:xx
    for k=1:xx-3
        mediacosenos (j,k)=mean (infodata (j) .cosenos (6:end,k));
        mediasenos (j,k)=mean (infodata (j) .senos (6:end,k));

mediacosenosbrancos (j,k)=mean (infodata (j) .cosenosbranco (6:end,k));
        mediasenosbrancos (j,k)=mean (infodata (j) .senosbranco (6:end,k));

        modulo (j,k)=abs (complex (mediacosenos (j,k) ,mediasenos (j,k) ));

modulo (j,k)=abs (complex (mediacosenosbrancos (j,k) ,mediasenosbrancos (j,k) ));
    end
end

    modulo (:,27)= modulo (:,3);
    modulobrancos (:,27)=modulobrancos (:,3);
    modulo (:,28)= modulo (:,2);
    modulobrancos (:,28)=modulobrancos (:,2);
    modulo (:,18)= modulo (:,12);
    modulobrancos (:,18)=modulobrancos (:,12);
if xon==1

% modulo (:,1:14)=fliplr (modulo (:,16:29));
%
% modulobrancos (:,1:14)=fliplr (modulobrancos (:,16:29));
%
%modulo (:,1:14)=fliplr (modulo (:,16:29));
%
%modulobrancos (:,1:14)=fliplr (modulobrancos (:,16:29));
% B=mean (modulo);
% C=mean (modulobrancos);
%
% for kkl=1:32
%
% modulobrancos (kkl,:)=C;
%
% modulo (kkl,:)=B;
%
% end
else
end

%modulobrancos (:,5)=0.0001;
%xlswrite ('mediagfdgfdg.xlsx',modulos,'Folha4','A1')
%xlswrite ('mo.xlsx',modulobrancos,'Folha5','A18')
#####
#####
matriz=zeros (xx,xx);

```

```

matrizbranco=zeros(xx,xx);
VV=zeros(xx*xx,1);
%xlswrite('media.xlsx',modulo,'Folha1')
%xlswrite('media.xlsx',modulobrancos,'Folha2')
%xlswrite('media.xlsx',modulo-modulobrancos,'Folha3')
for tt=1:n_elect

    modulo3(1:xx,:)=modulo;
    modulo3(xx+1,:)=modulo(1,:);
    modulo=modulo3(2:end,:);
    modulobrancos3(1:xx,:)=modulobrancos;
    modulobrancos3(xx+1,:)=modulobrancos(1,:);
    modulobrancos=modulobrancos3(2:end,:);

end

switch opcao
    %case Injecção adjacente - Medidas adjacentes
    case 1
        disp('Injecção adjacente - Medidas adjacentes');
        disp(opcao);

        q=0;
        for n=1:xx
            p=0;
            for m=1:xx-3
                if(q+m+2+p>xx)
                    p=p-xx;
                end
                matriz(q+m+2+p,n)=modulo(n,m);
                matrizbranco(q+m+2+p,n)=modulobrancos(n,m);

            end
            q=q+1;

        end

        %matriz de seleleccção meas_select VV
        for i=1:xx
            for j=1:xx
                if abs(matriz(j,i))> 0

                    VV(j+(i-1)*xx)=1;
                else
                    end

            end

        end

        Vi=matriz(matriz>0);
        Vh=matrizbranco(matrizbranco>0);

    %case 2 Injecção Oposta - Medidas adjacentes
    case 2
        disp('Injecção Oposta - Medidas adjacentes');
        disp(opcao);

```

```

modulo2=zeros(xx,xx-4);
modulobranco2=zeros(xx,xx-4);

modulo2(:,1:(xx/2)-2)=modulo(:,1:(xx/2)-2);

modulo2(:,(xx/2)-1:xx-4)=modulo(:,(xx/2):xx-3);

modulobranco2(:,1:(xx/2)-2)=modulobranco(:,1:(xx/2)-2);

modulobranco2(:,(xx/2)-1:xx-4)=modulobranco(:,(xx/2):xx-3);

q=0;
for n=1:xx
    p=0;

    act=0;
    for m=1:xx-2
        if (q+m+1+p>xx)
            p=p-xx;
        end

        if m==(xx/2)-1
            % matriz(q+m+1+p,n)=0;
            %matrizbranco(q+m+1+p,n)=0;
            act=act+1;

        elseif m==(xx/2)

            % matriz(q+m+1+p,n)=0;
            %matrizbranco(q+m+1+p,n)=0;
            act=act+1;

        else

            matriz(q+m+1+p,n)=modulo2(n,m-act);
            matrizbranco(q+m+1+p,n)=modulobranco2(n,m-act);

        end
    end
    q=q+1
end
%matriz de seleleccão meas_select VV
for i=1:xx
    for j=1:xx
        if abs(matriz(j,i))> 0

            VV(j+(i-1)*xx)=1;
        else
            end

        end

    end

end

Vi=matriz(matriz>0);

```

```
Vh=matrizbranco(matrizbranco>0);

end % end switch case

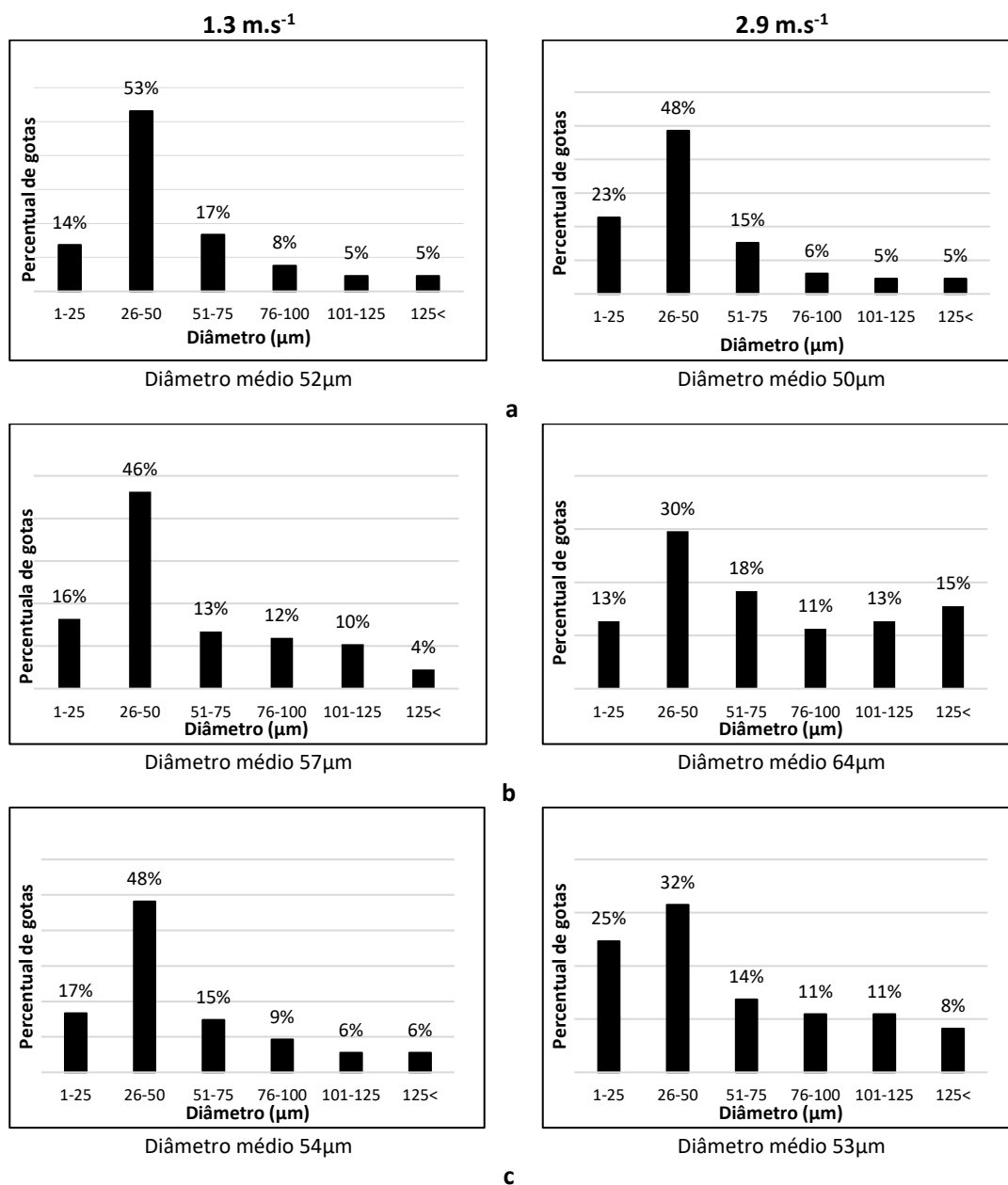
if write==0

    % xlswrite('dados_entrada.xlsx',matriz,'Folha2')
    %xlswrite('dados_entrada.xlsx',matrizbranco,'Folha3')
%   xlswrite('dados_entrada.xls',Vi,'Folha1','B2')
%   xlswrite('dados_entrada.xls',Vh,'Folha1','C2')
    %xlswrite('dados_entrada.xls',Vi-Vh,'Folha1','D2')
    % xlswrite('dados_entrada.xlsx',matriz-matrizbranco,'Folha4','B2')
else
end

toc
end
```

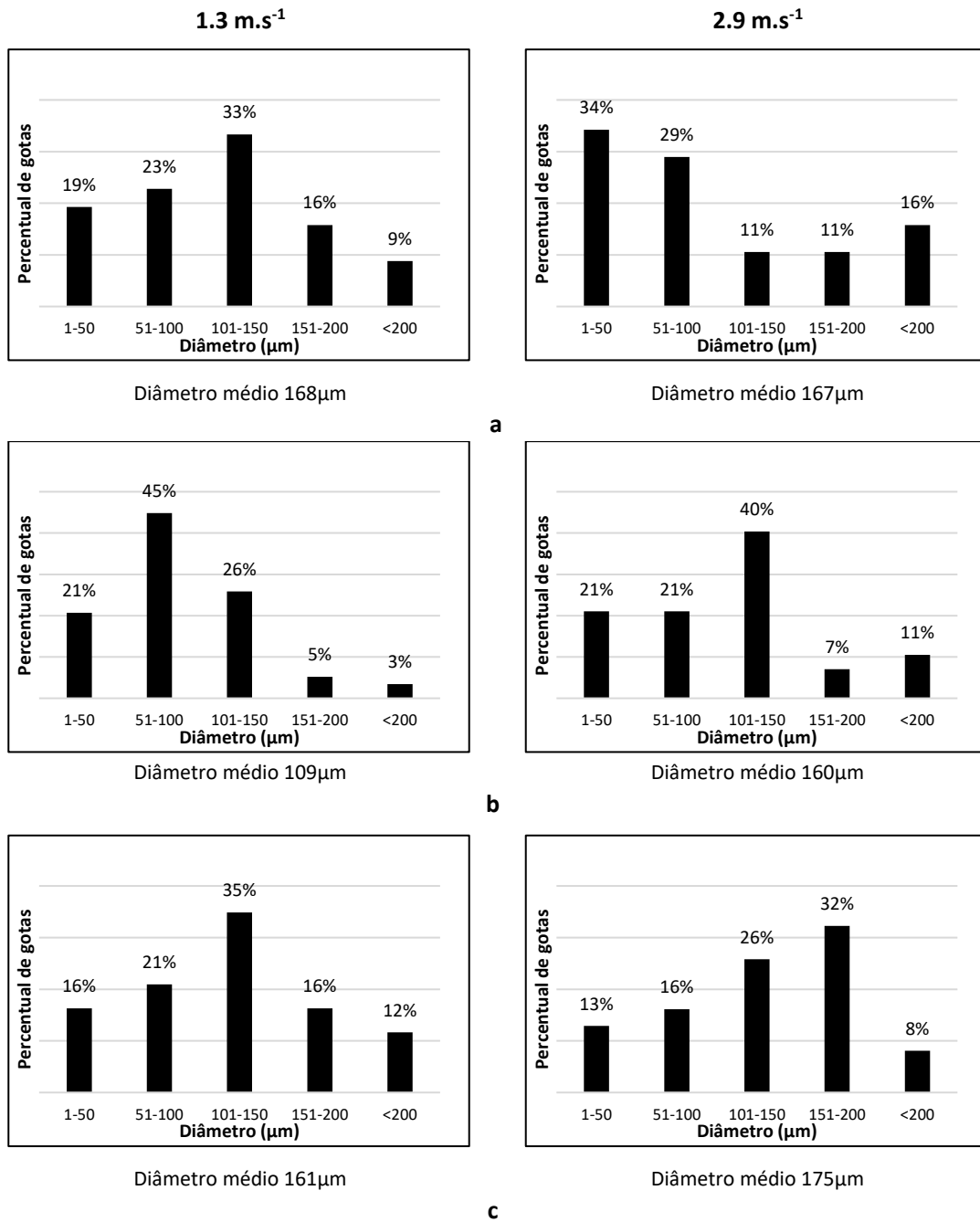
## ANEXO 3-B

As distribuições das gotas do óleo nas amostras coletadas para as concentrações do óleo de 0.01 v/v (Figura 3B 1) e 0.22 v/v (Figura 3B 2), para as velocidades de escoamento da mistura de 1.3 e 2.9 m.s<sup>-1</sup> e nas posições topo (a), centro (b) e base (c) do diâmetro vertical da conduta podem ser vistas nesta seção. Nas figuras, têm-se a gama dos diâmetros de Feret versus os percentuais da quantidade de partículas, conduzindo a que para a concentração de 0.01 v/v o diâmetro médio é de 55 µm e para a concentração de 0.22 v/v o diâmetro médio é de 157 µm.



**Figura 3B 1:** Histograma da distribuição de bolhas para a concentração de óleo de 0,01 v/v. Velocidade de escoamento de 1.3 m.s<sup>-1</sup> e 2.9 m.s<sup>-1</sup>. Posições transversal da conduta: a – base, b – centro e c – topo da seção. O diâmetro de Feret médio para esta concentração foi 55µm.



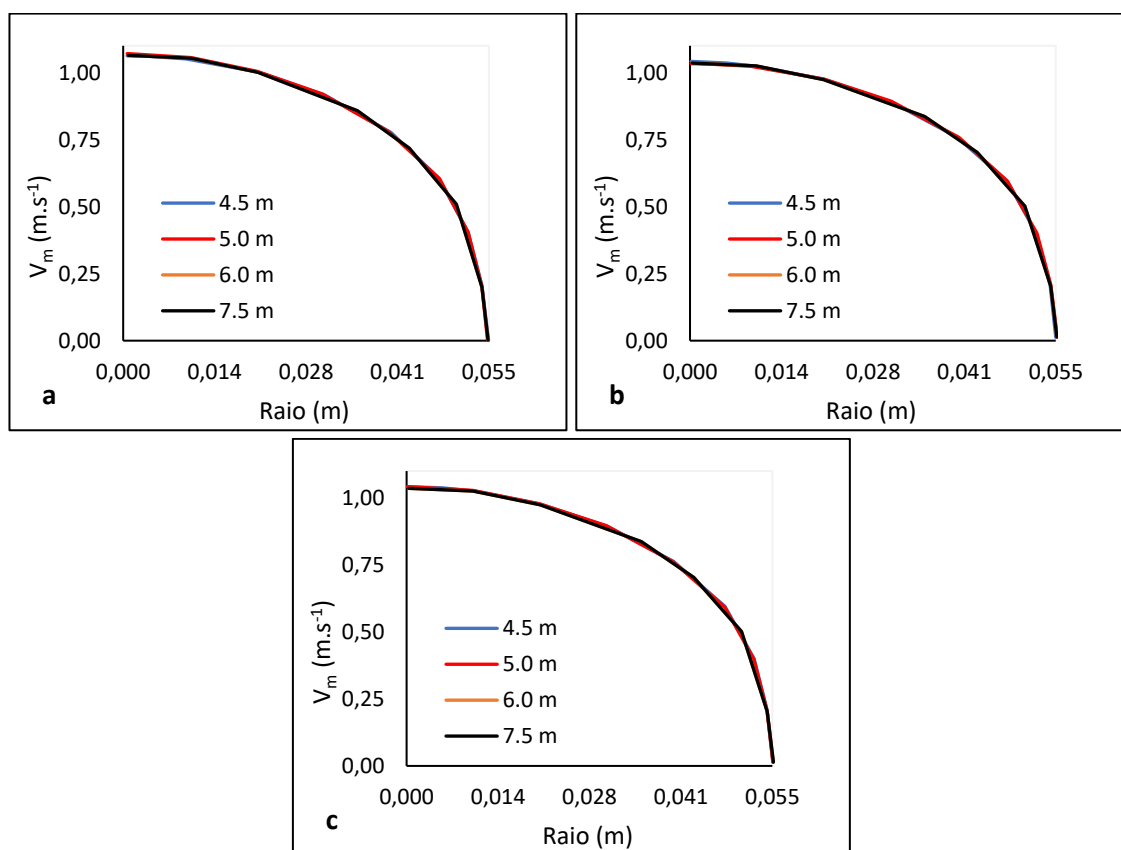


**Figura 3B 2:** Histograma da distribuição de bolhas para a concentração de óleo de 0,22 v/v. Velocidade de escoamento de 1.3 m.s<sup>-1</sup> e 2.9 m.s<sup>-1</sup>. Posições transversal da conduta: a – base, b – centro e c – topo da seção. O diâmetro de Feret médio para esta concentração foi 157μm.

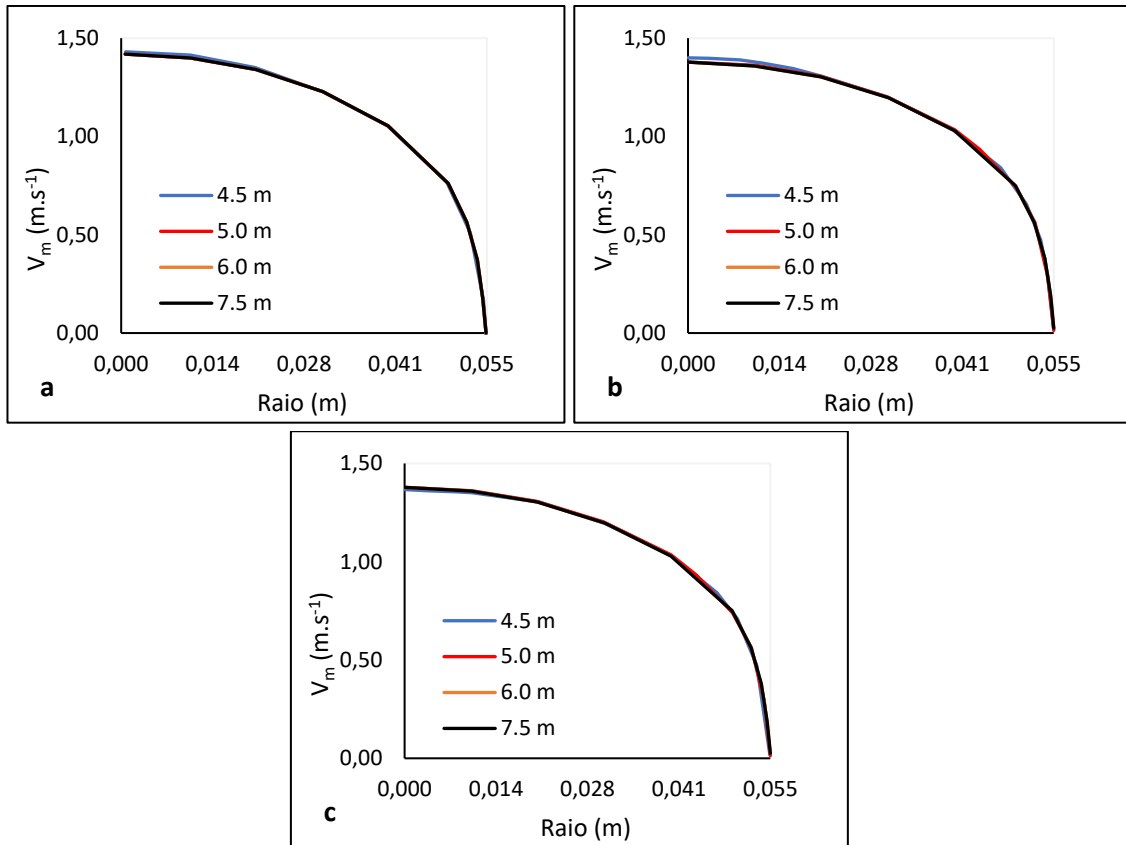
## ANEXO 5-A

## Perfis Radiais de Velocidade

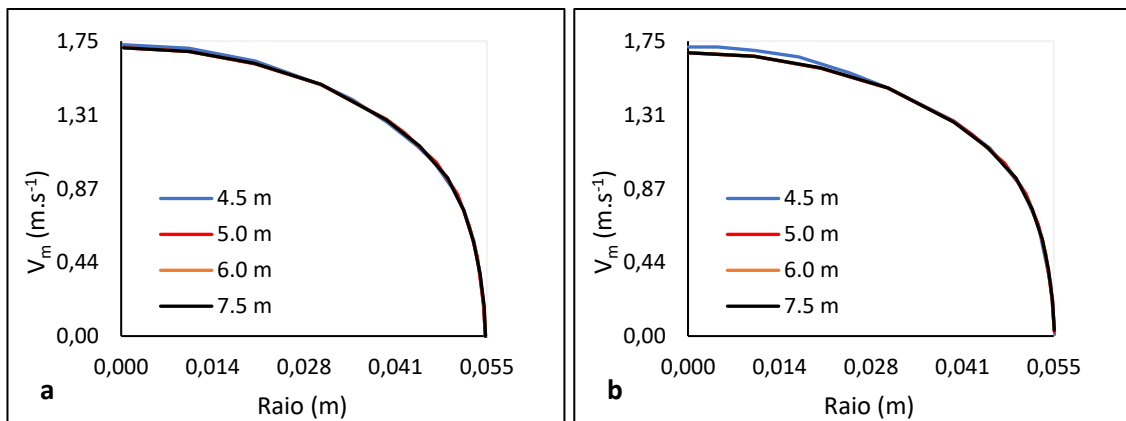
Velocidades simuladas em função do raio da conduta para as velocidades médias variando entre  $0.9$  e  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de  $0.01$  (a),  $0.13$  (b) e  $0.22$  (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e, para calcular a viscosidade, as equações de Guth e Simba (1936), Figuras 5A 1 a 5A 6, Brakman (1952), Figuras 5A 7 a 5A 9, e Pal (2000), Figuras 5A 10 a 5A 11. Foram utilizadas também a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e, para a viscosidade, as equações de Guth e Simba (1936), Figuras 5A 13 a 5A 15, e Pal (2000), Figuras 5A 16 a 5A 18.

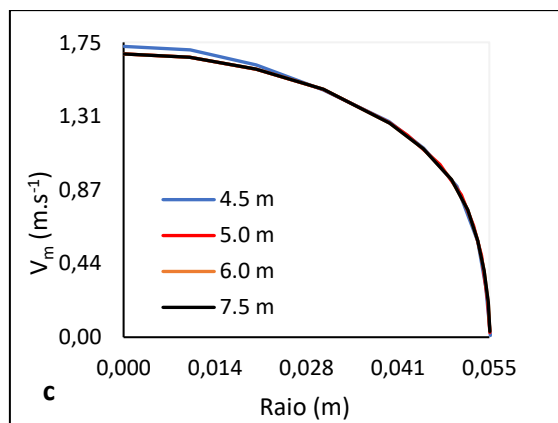


**Figura 5A 1:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.s

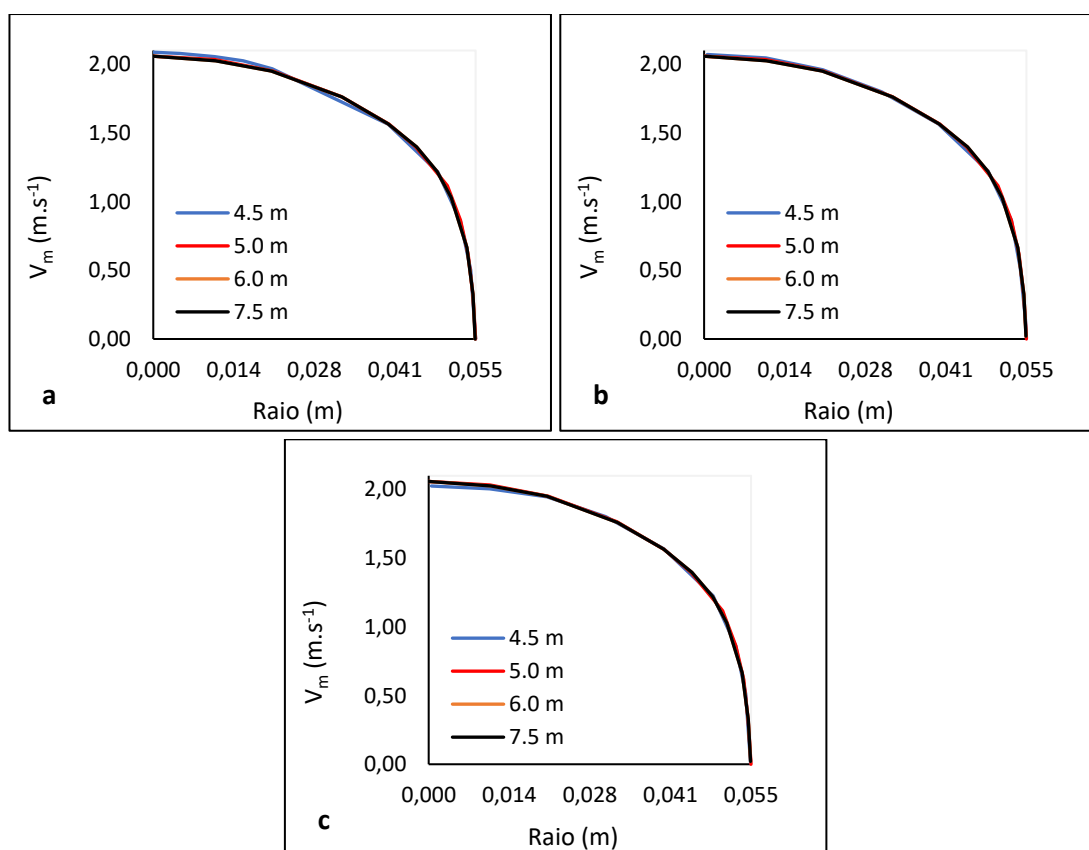


**Figura 5A 2:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de 1.2 m.s<sup>-1</sup> e concentrações do óleo de 0.01 v/v (a), 0.13 v/v (b) e 0.22 v/v (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

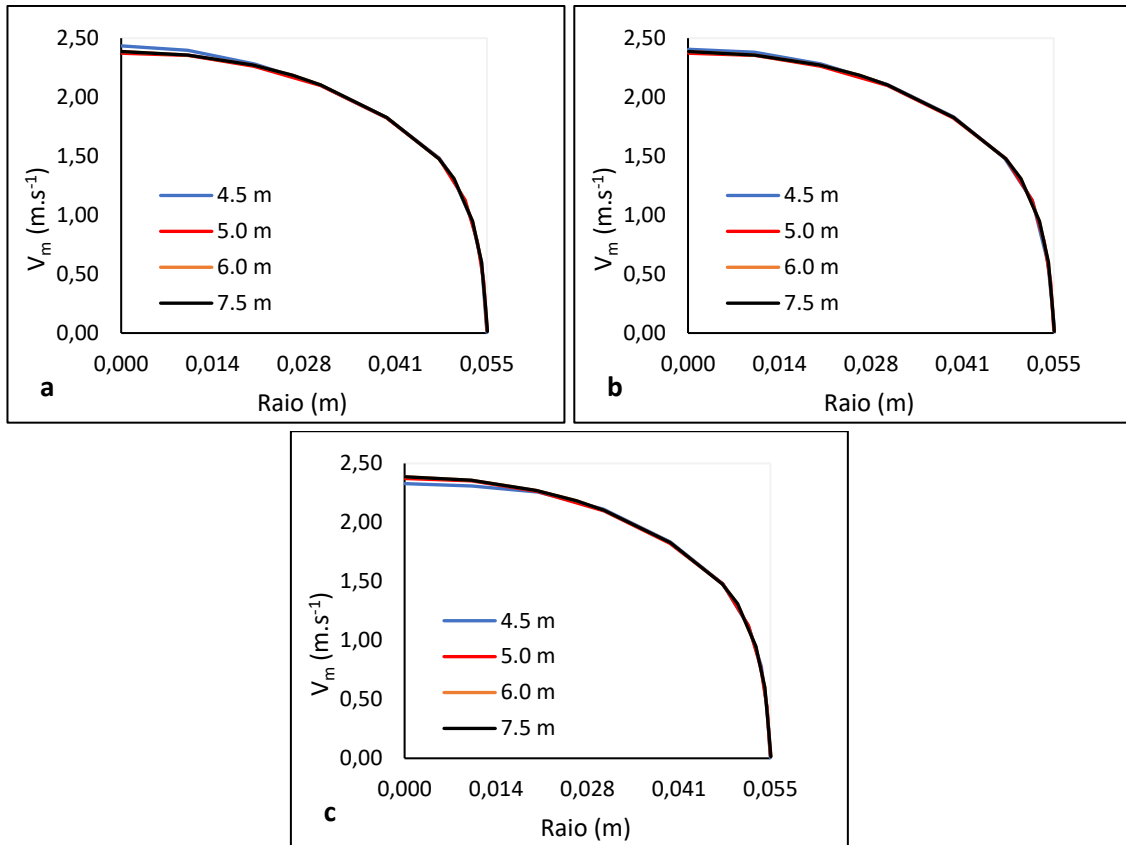




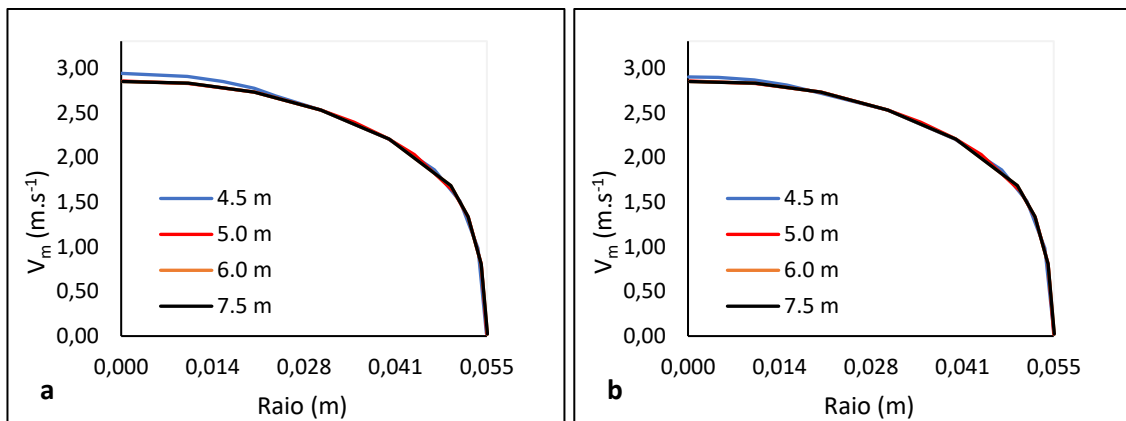
**Figura 5A 3:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $1.5 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

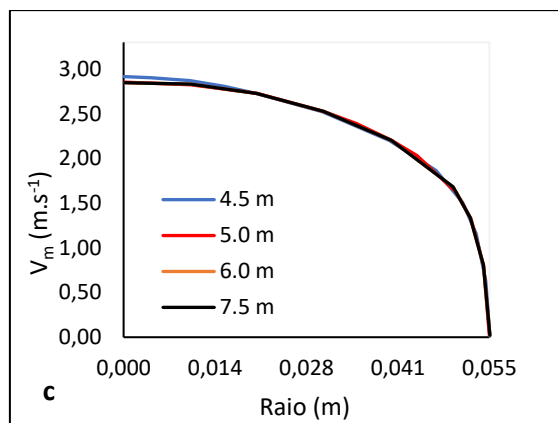


**Figura 5A 4:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

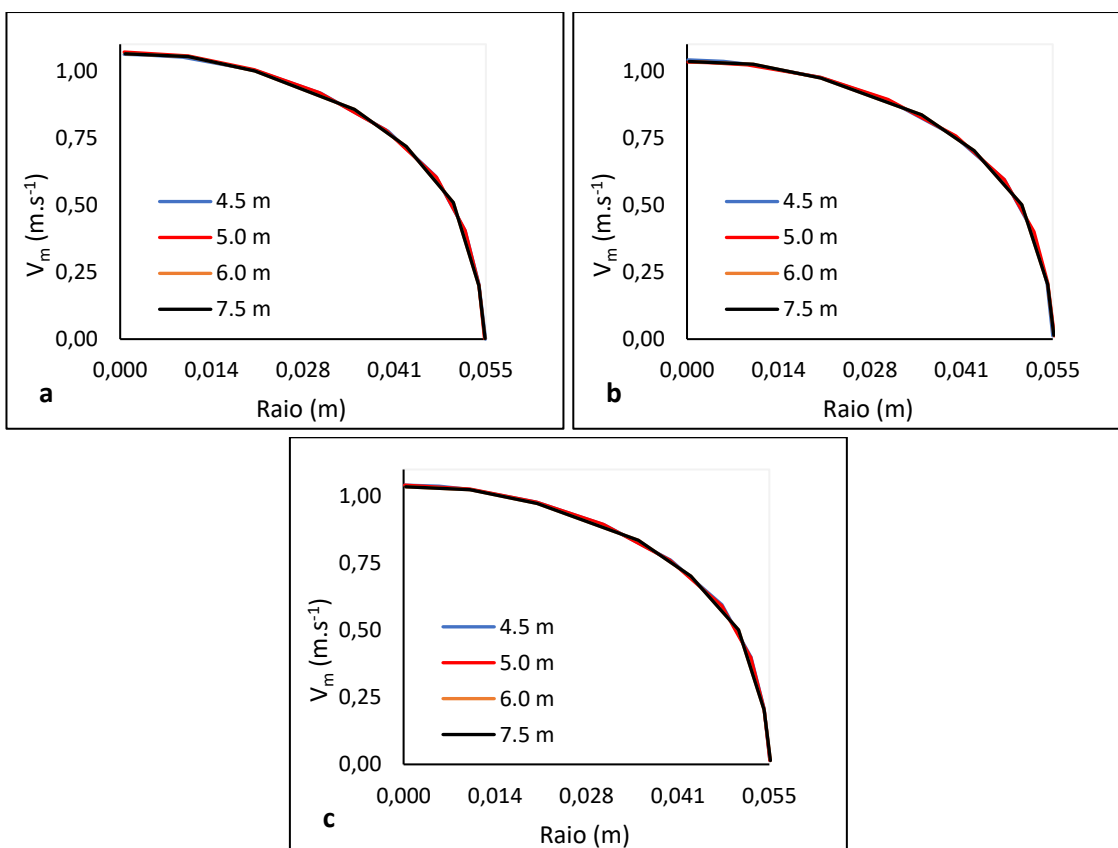


**Figura 5A 5:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de 2.1 m.s<sup>-1</sup> e concentrações do óleo de 0.01 v/v (a), 0.13 v/v (b) e 0.22 v/v (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

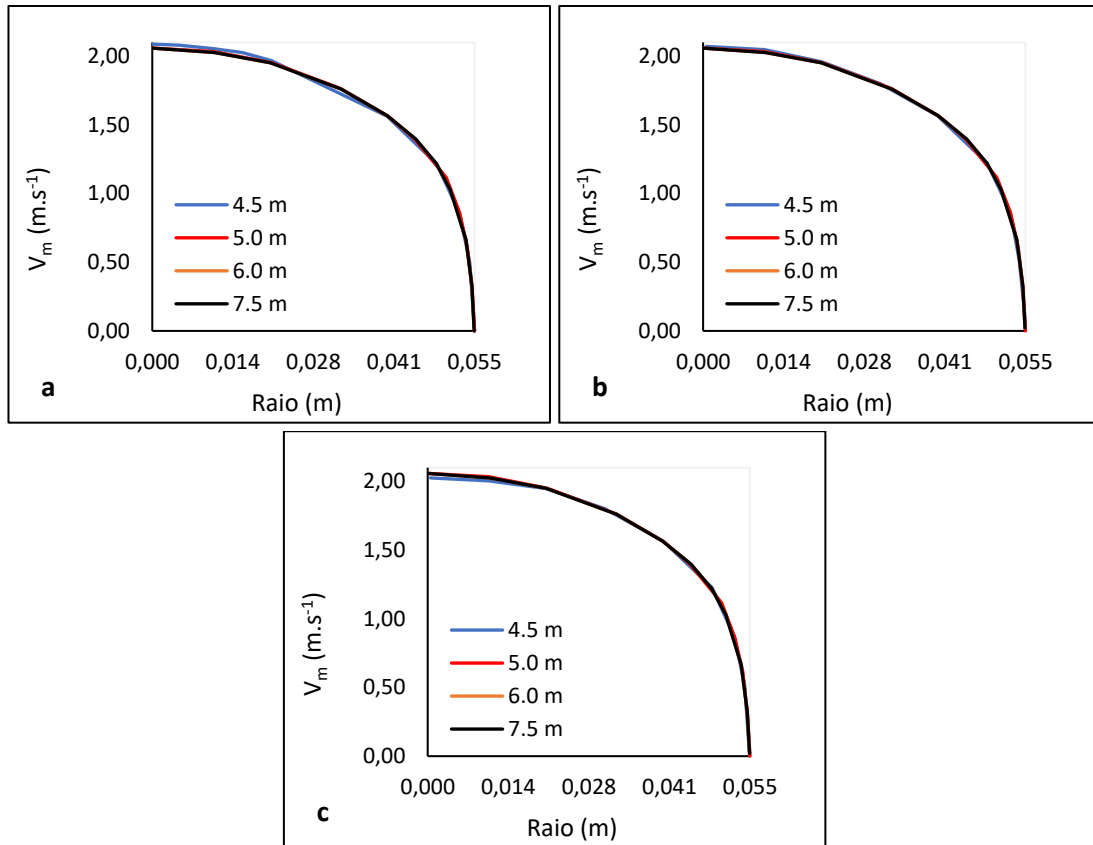




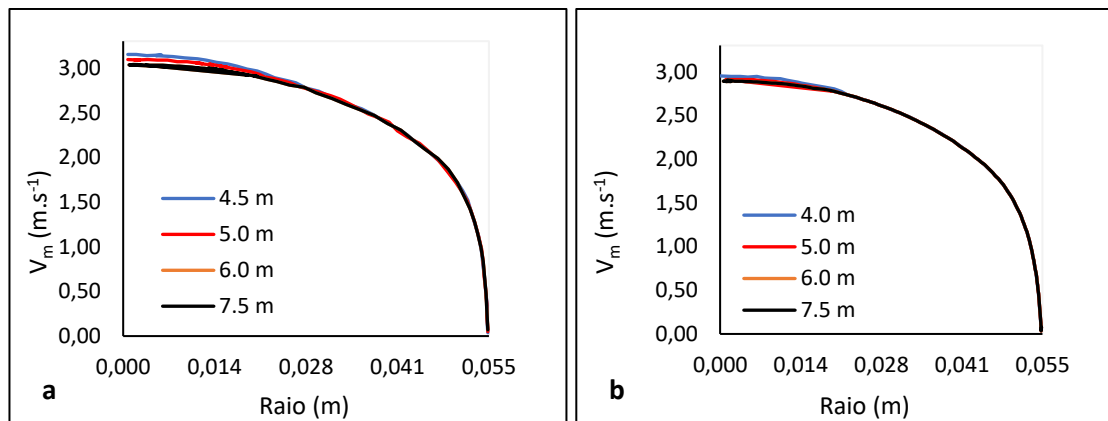
**Figura 5A 6:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $2.3 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

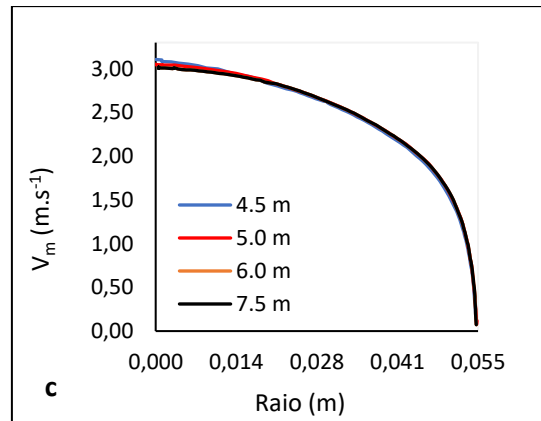


**Figura 5A 7:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Brakman (1952) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

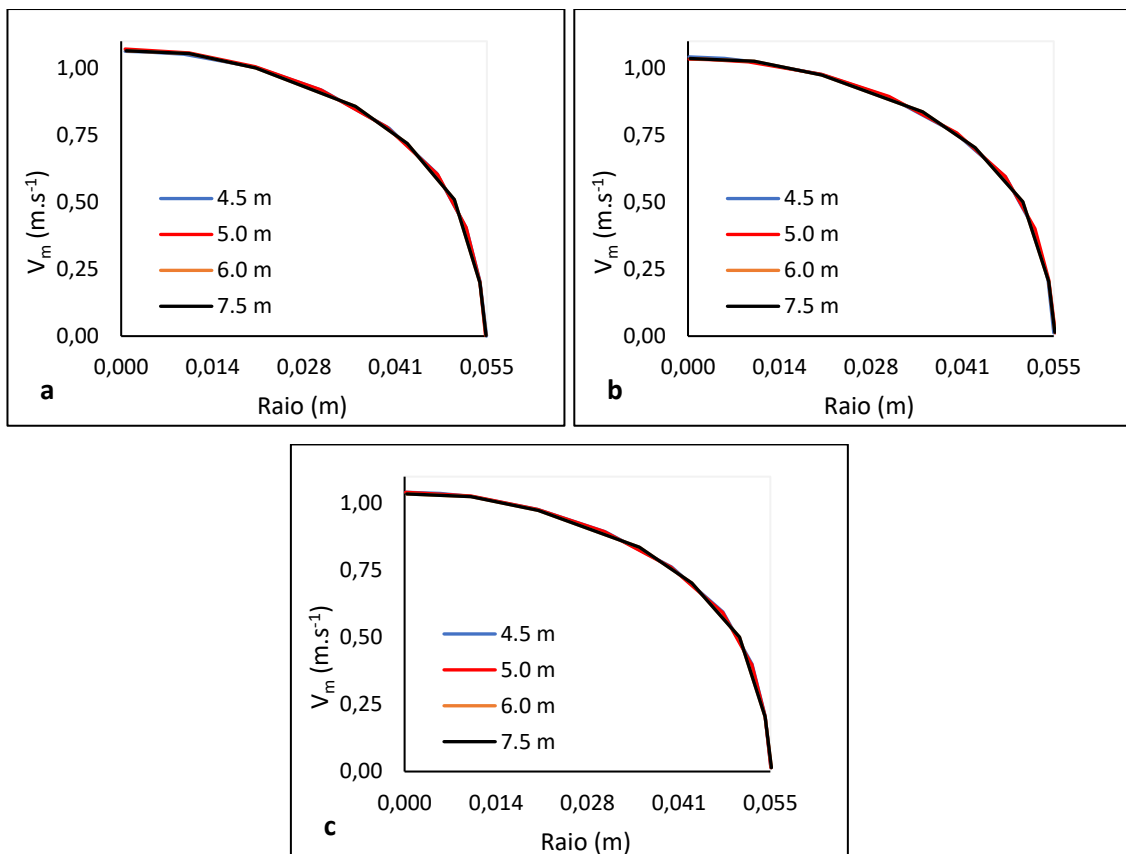


**Figura 5A 8:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de 0.01 v/v (a), 0.13 v/v (b) e 0.22 v/v (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Brakman (1952) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.



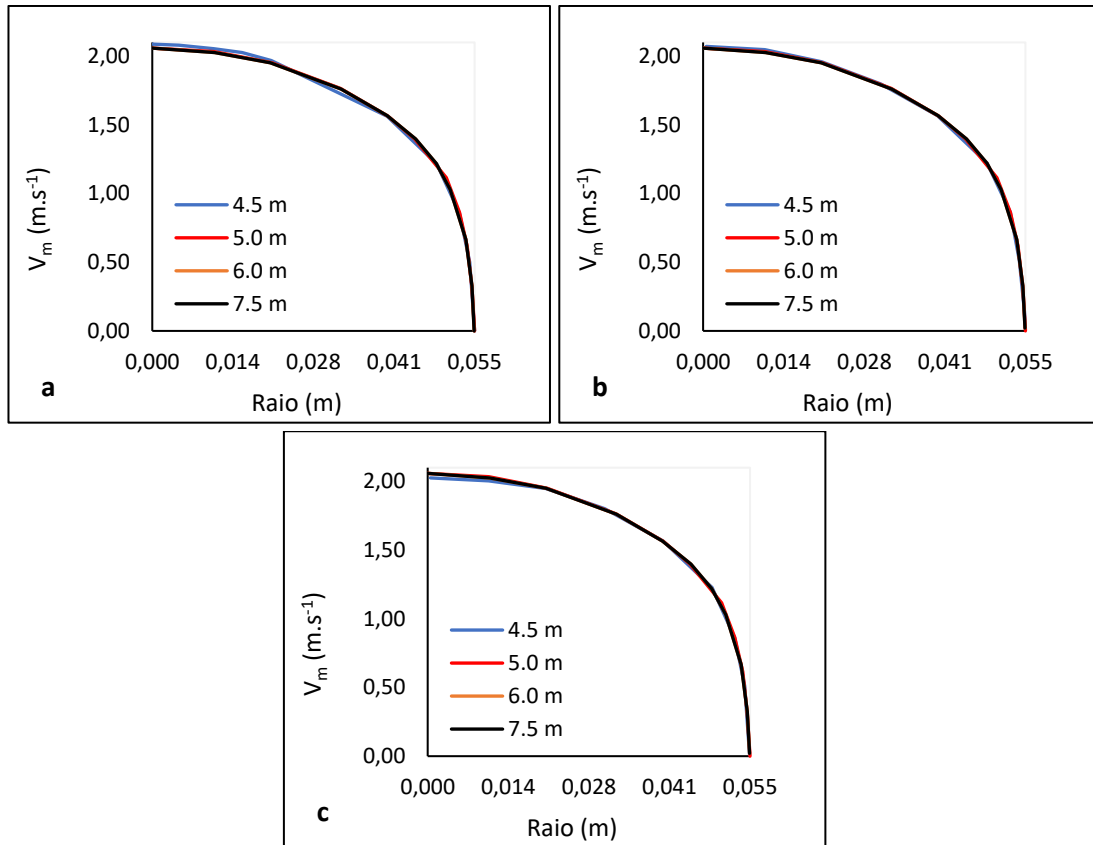


**Figura 5A 9:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Brakman (1952) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

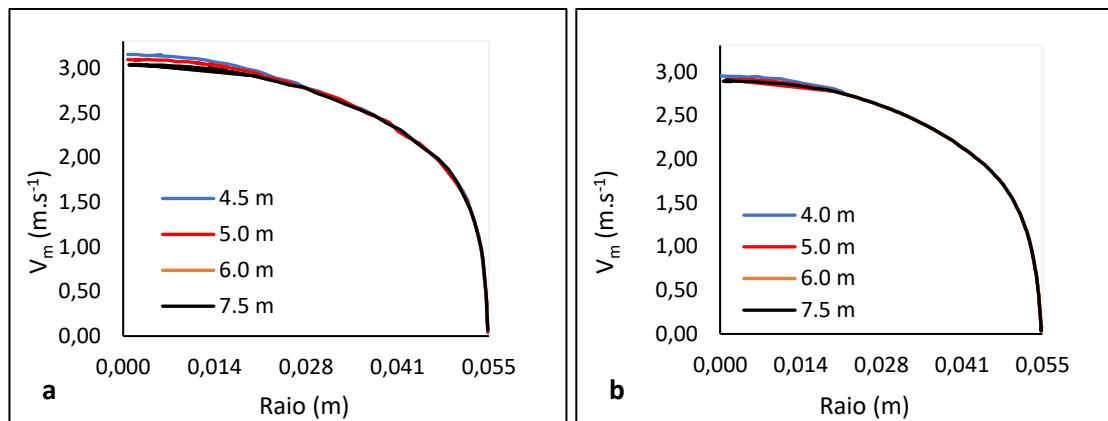


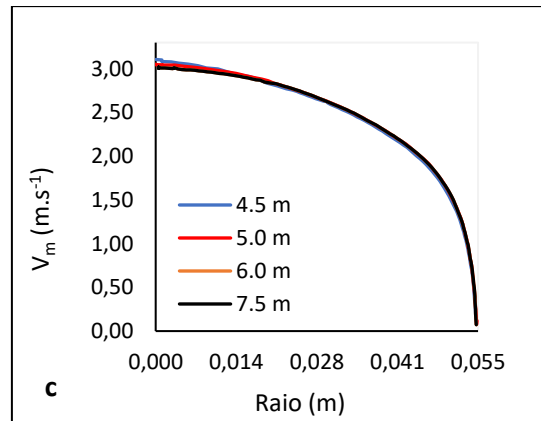
**Figura 5A 10:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.



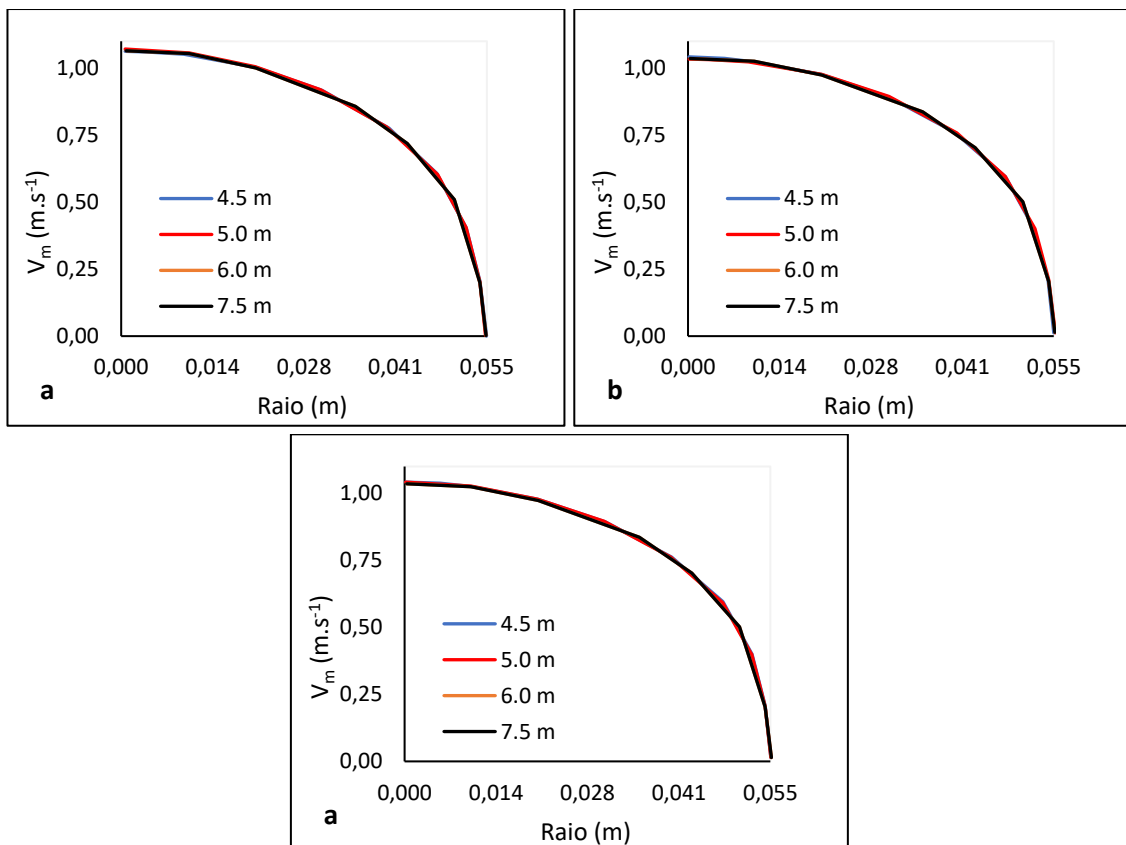


**Figura 5A 11:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de 0.01 v/v (a), 0.13 v/v (b) e 0.22 v/v (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

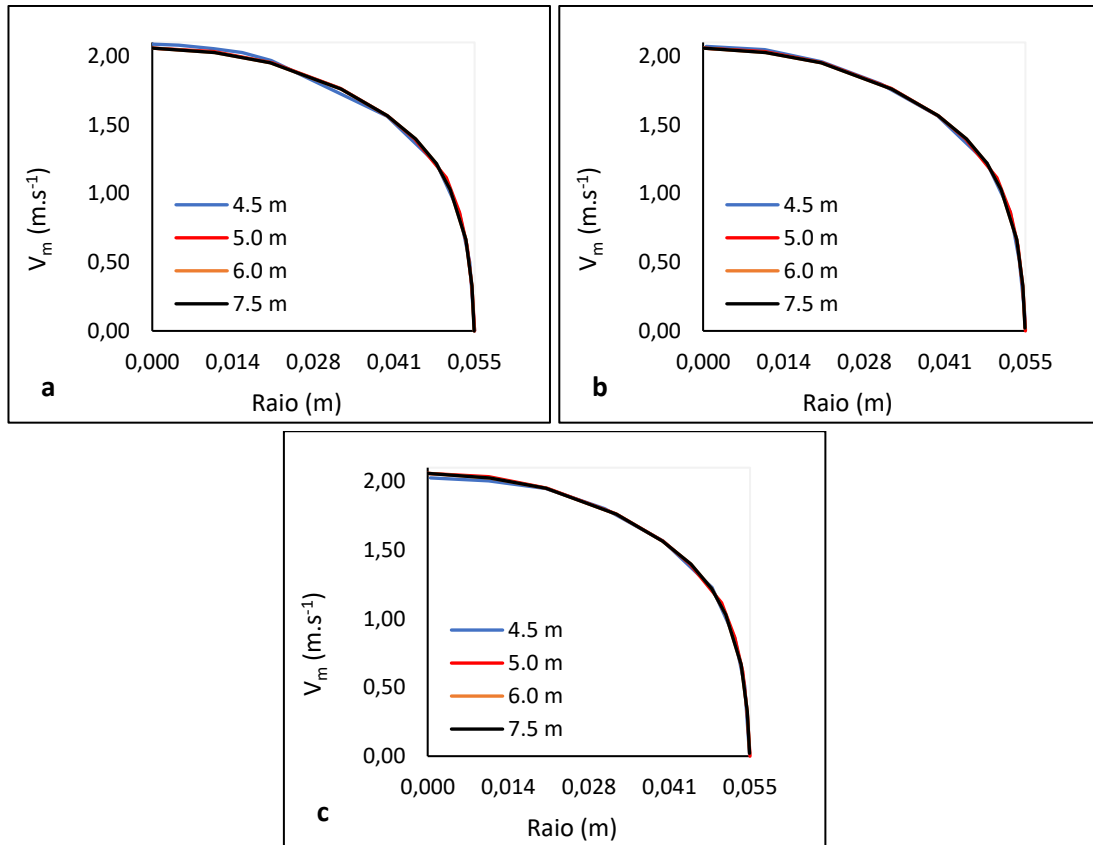




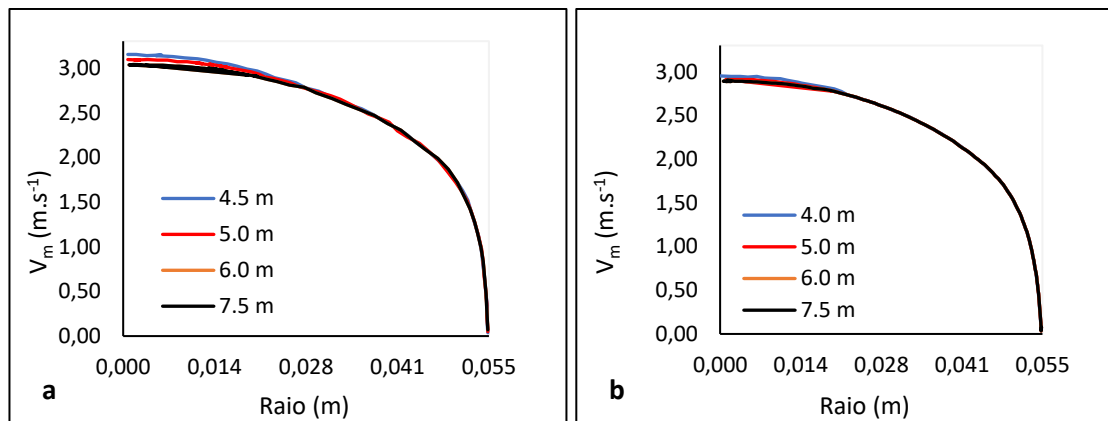
**Figura 5A 12:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

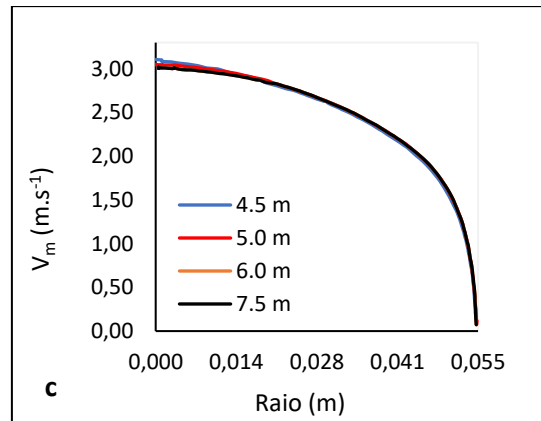


**Figura 5A 13:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

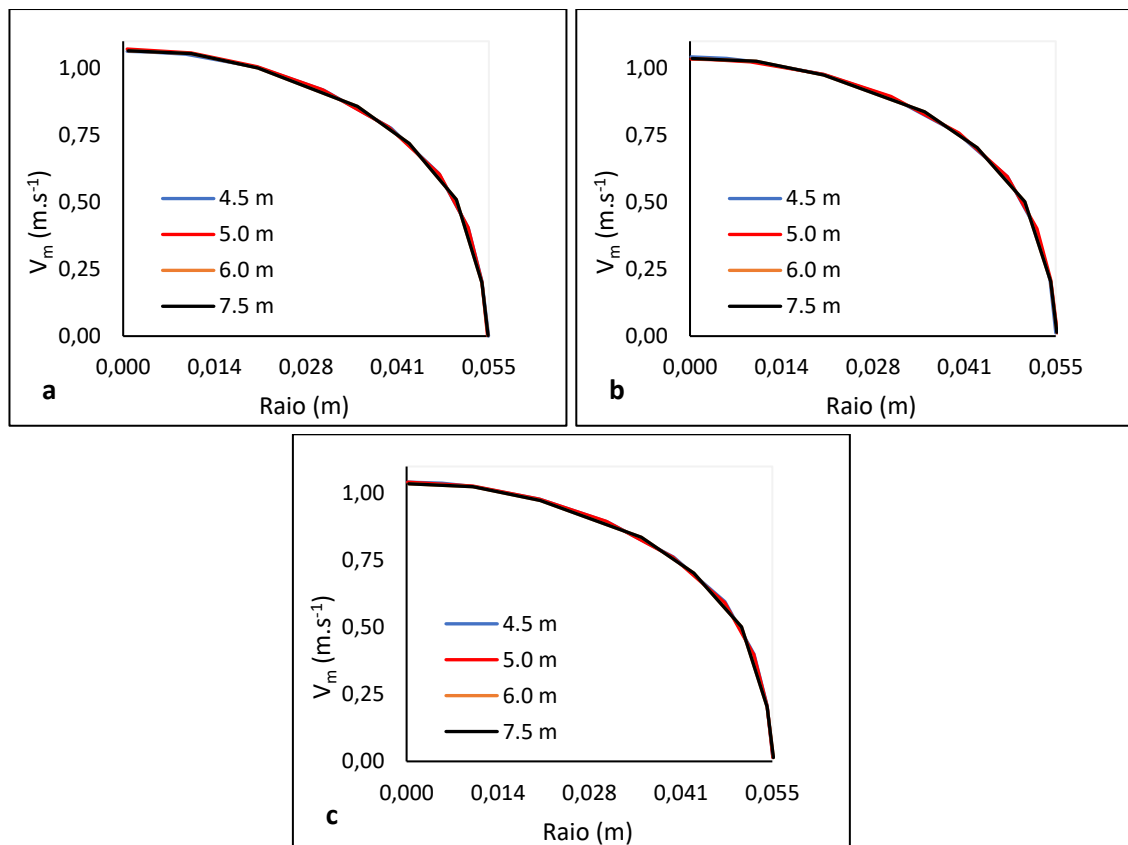


**Figura 5A 14:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de 0.01 v/v (a), 0.13 v/v (b) e 0.22 v/v (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

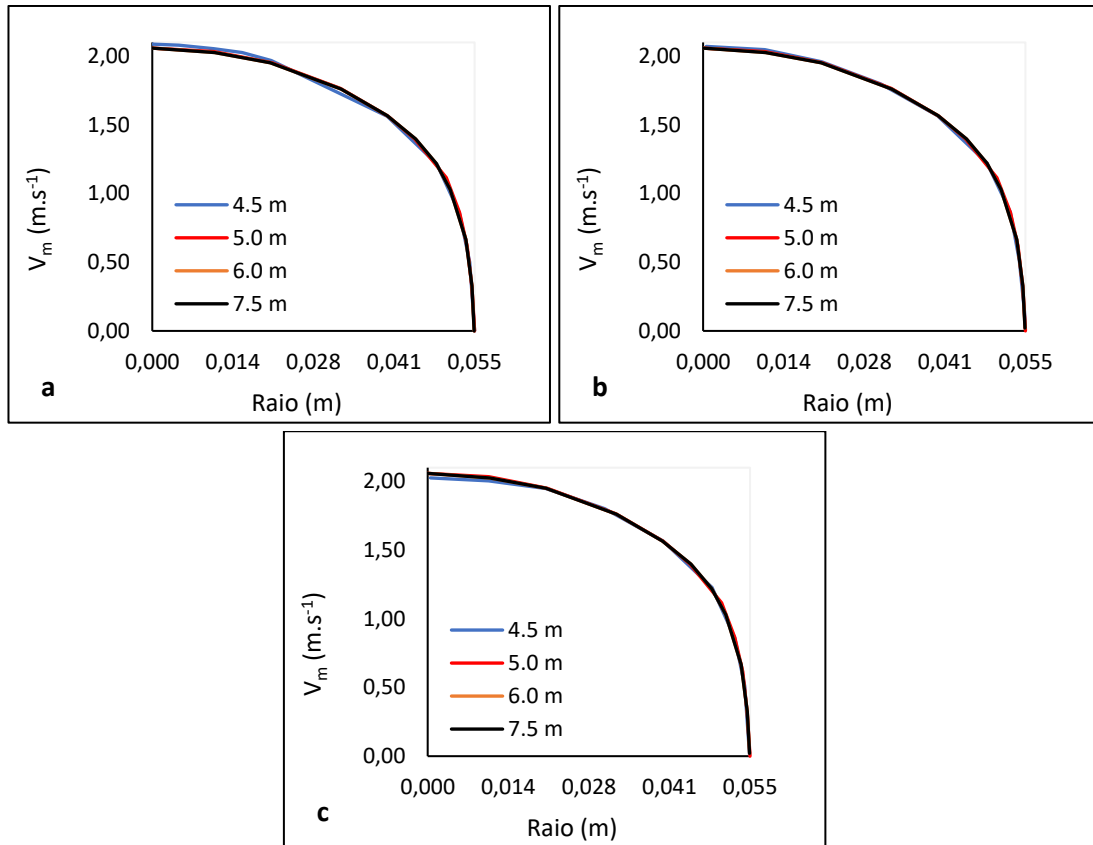




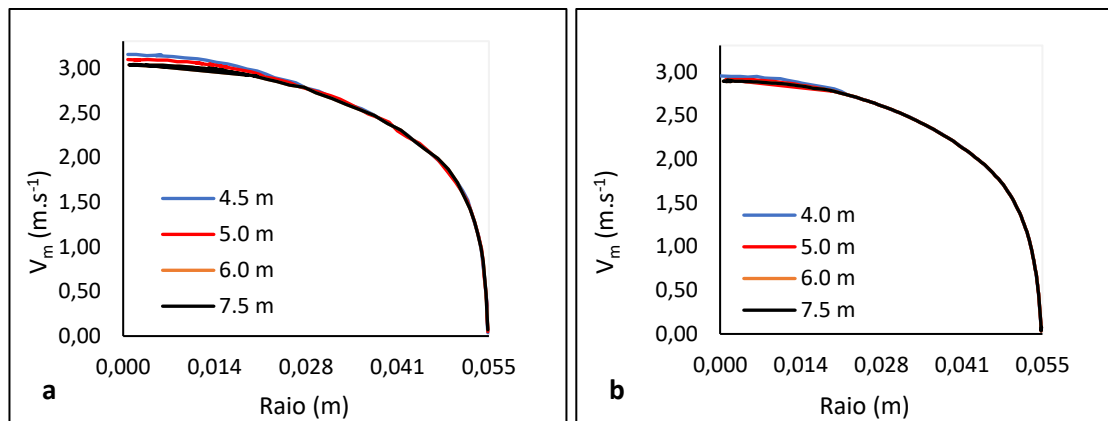
**Figura 5A 15:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

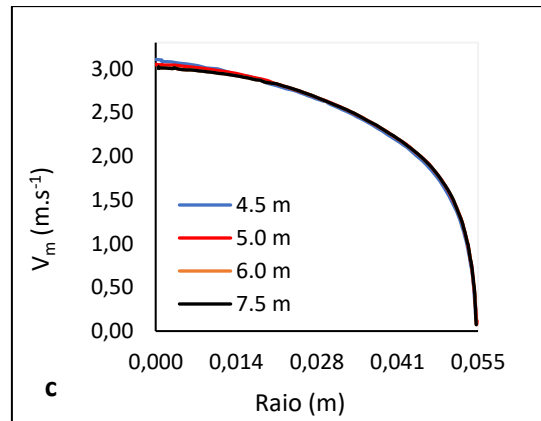


**Figura 5A 16:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) e  $0.22 \text{ v/v}$  (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.



**Figura 5A 17:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de 0.01 v/v (a), 0.13 v/v (b) e 0.22 v/v (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.



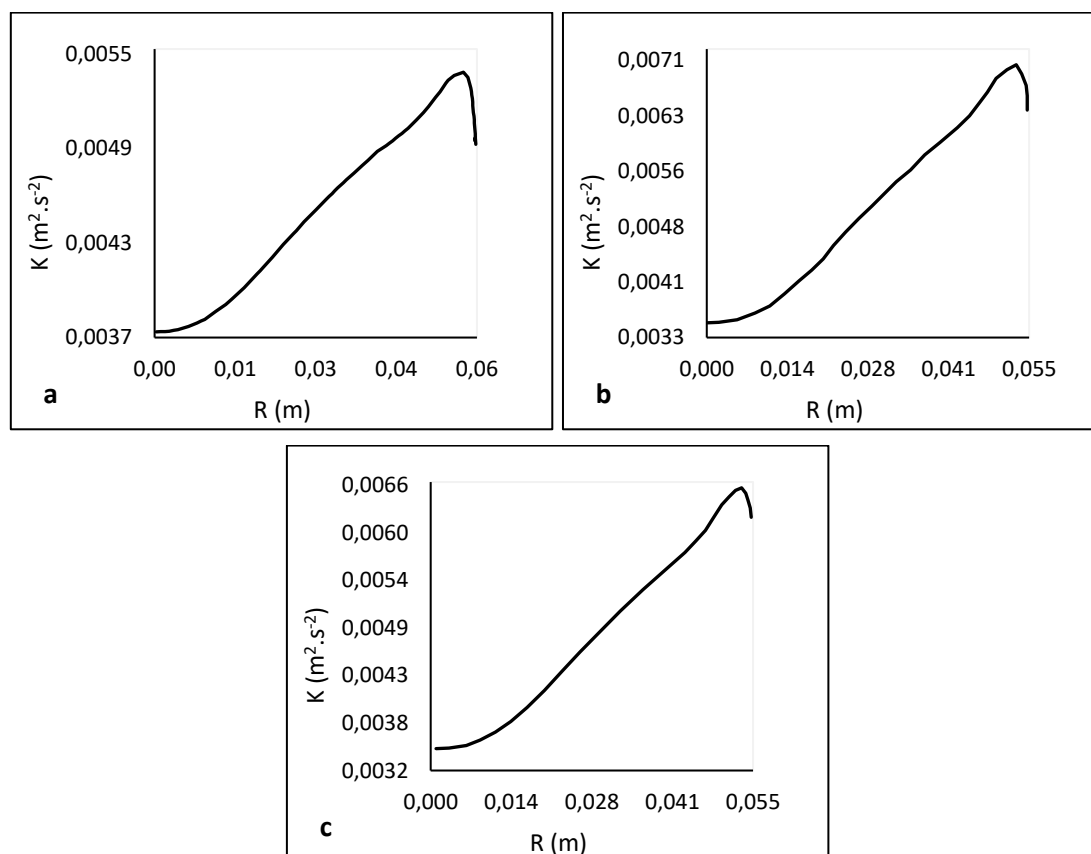


**Figura 5A 18:** Perfis radiais de velocidade da mistura simulados para o escoamento disperso. Velocidade média de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de 0.01 v/v (a), 0.13 v/v (b) e 0.22 v/v (c). Foram utilizadas a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

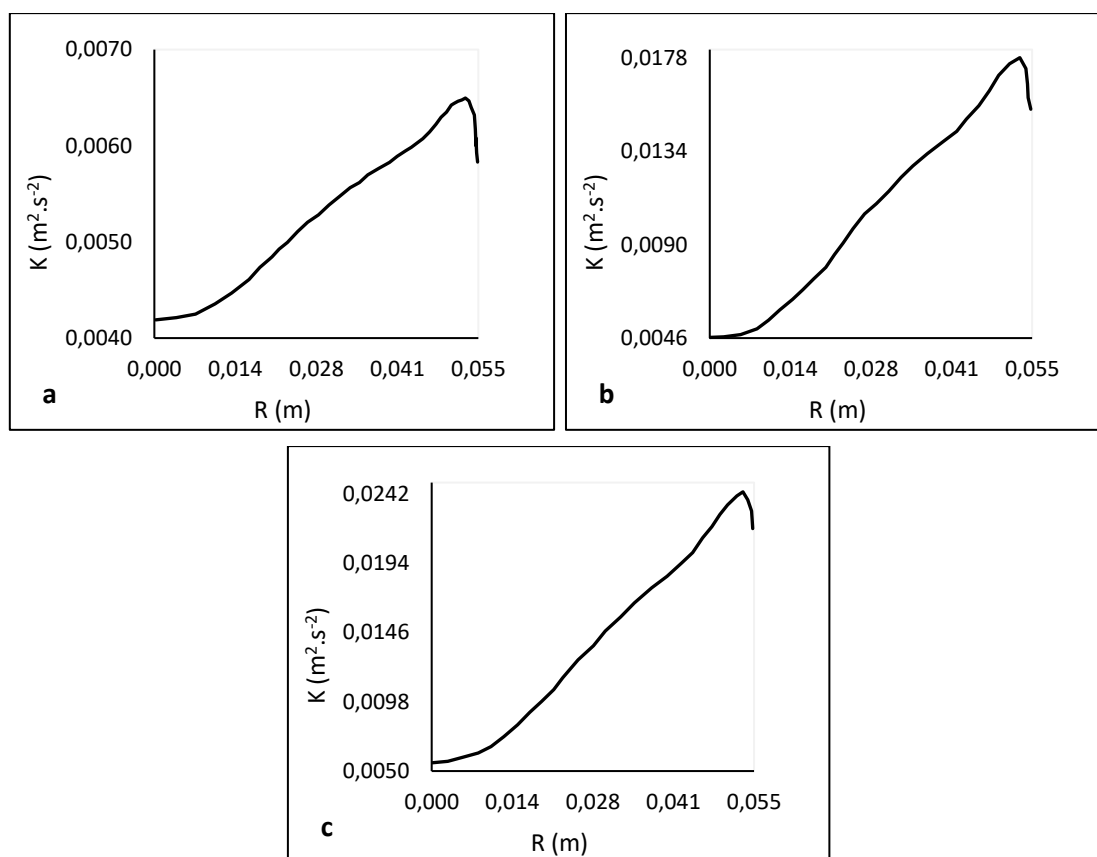
## ANEXO 5-B

## Perfis Radiais de Energia Cinética Turbulenta

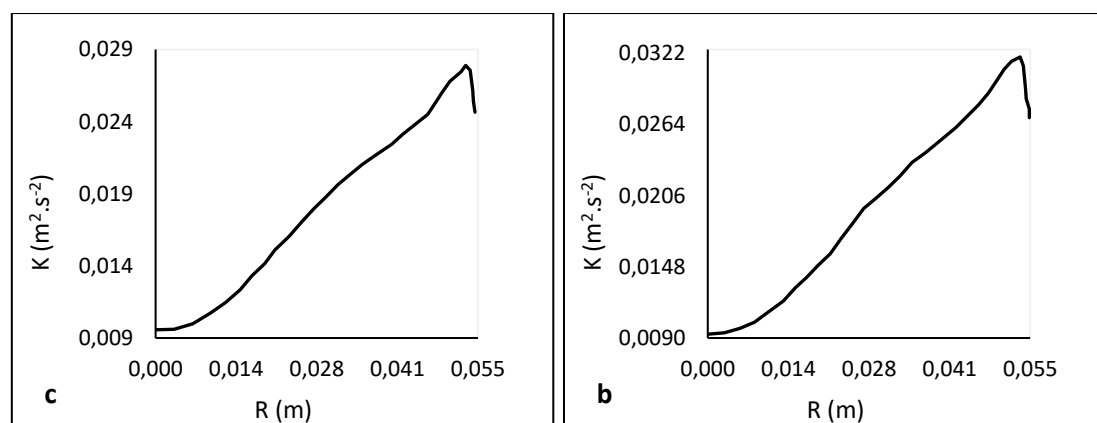
Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) para o escoamento disperso, simulado para variadas velocidades da mistura e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01, 0.13 e 0.22. Nas Figuras 5B 1, 5B 2, 5B 3 e 5B 4, as simulações foram realizadas para as velocidades de 1.2, 1.5, 2.1 e 2.3  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ , respetivamente, utilizando a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. Nas Figuras 5B 5, 5B 6 e 5B 7, as simulações foram realizadas para as velocidades de 0.9, 1.8, 2.6  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ , respetivamente, utilizando a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. Nas Figuras 5B 8, 5B 9 e 5B 10, as simulações foram realizadas para as velocidades de 0.9, 1.8, 2.6  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ , respetivamente, utilizando a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade.



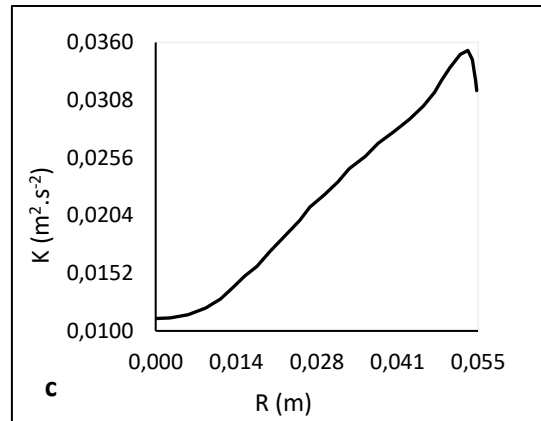
**Figura 5B 1:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso feitos para a velocidade da mistura de 1.2  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



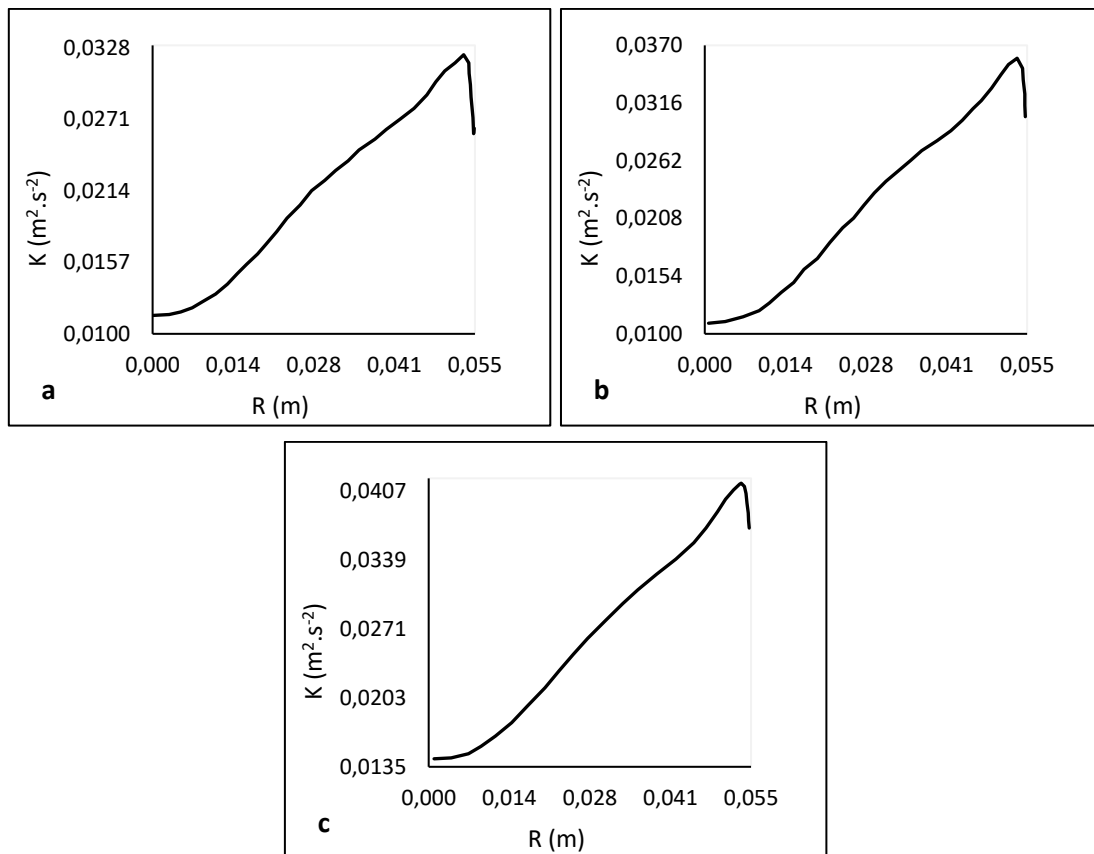
**Figura 5B 2:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso feitos para a velocidade da mistura de  $1.5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.



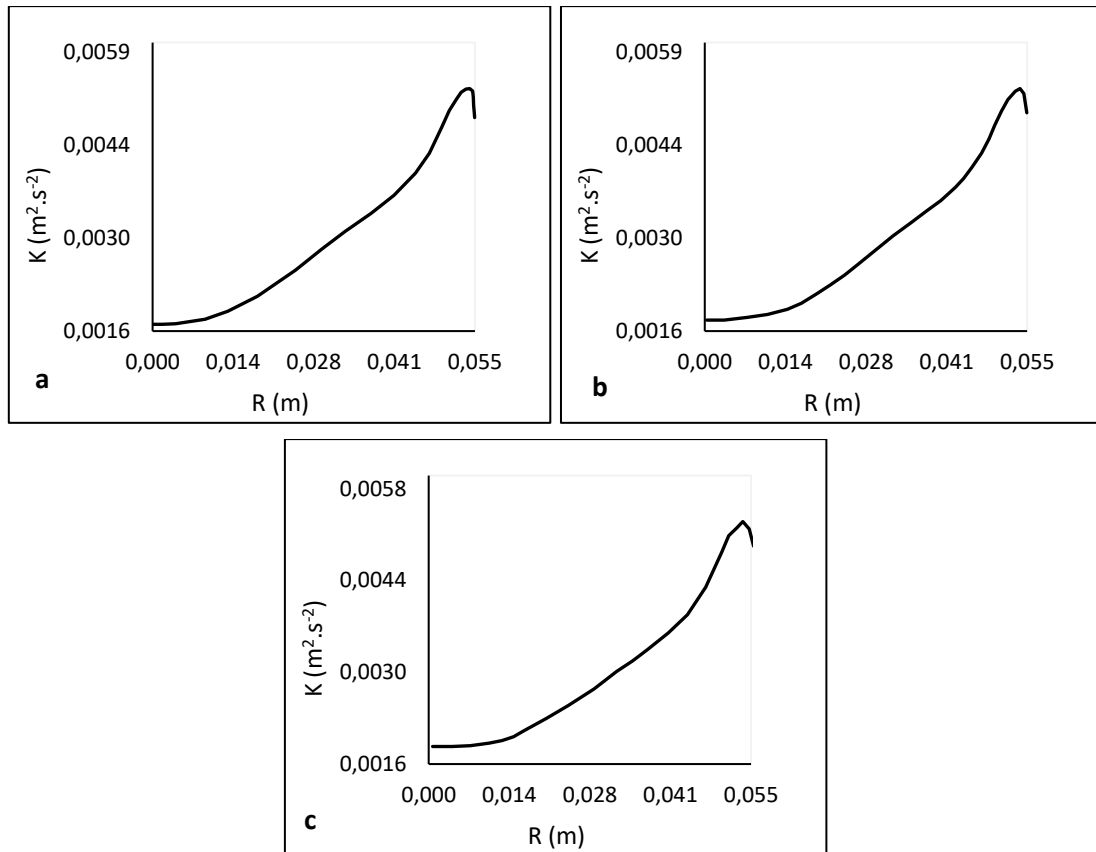




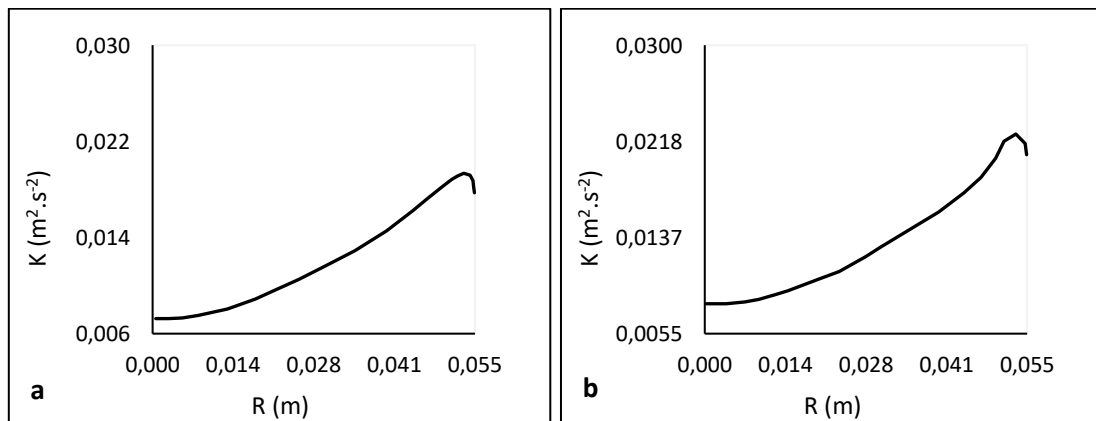
**Figura 5B 3:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso feitos para a velocidade da mistura de  $2.1 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.

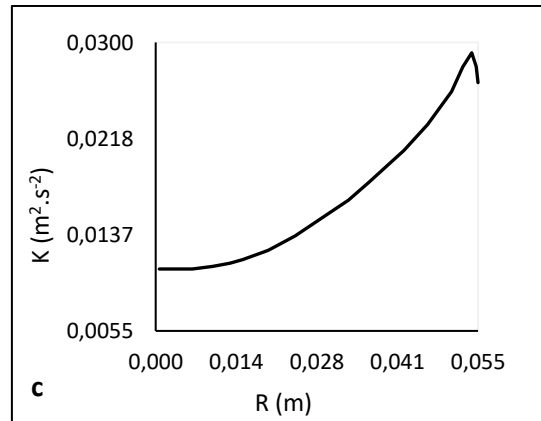


**Figura 5B 4:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso feitos para a velocidade da mistura de  $2.3 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.

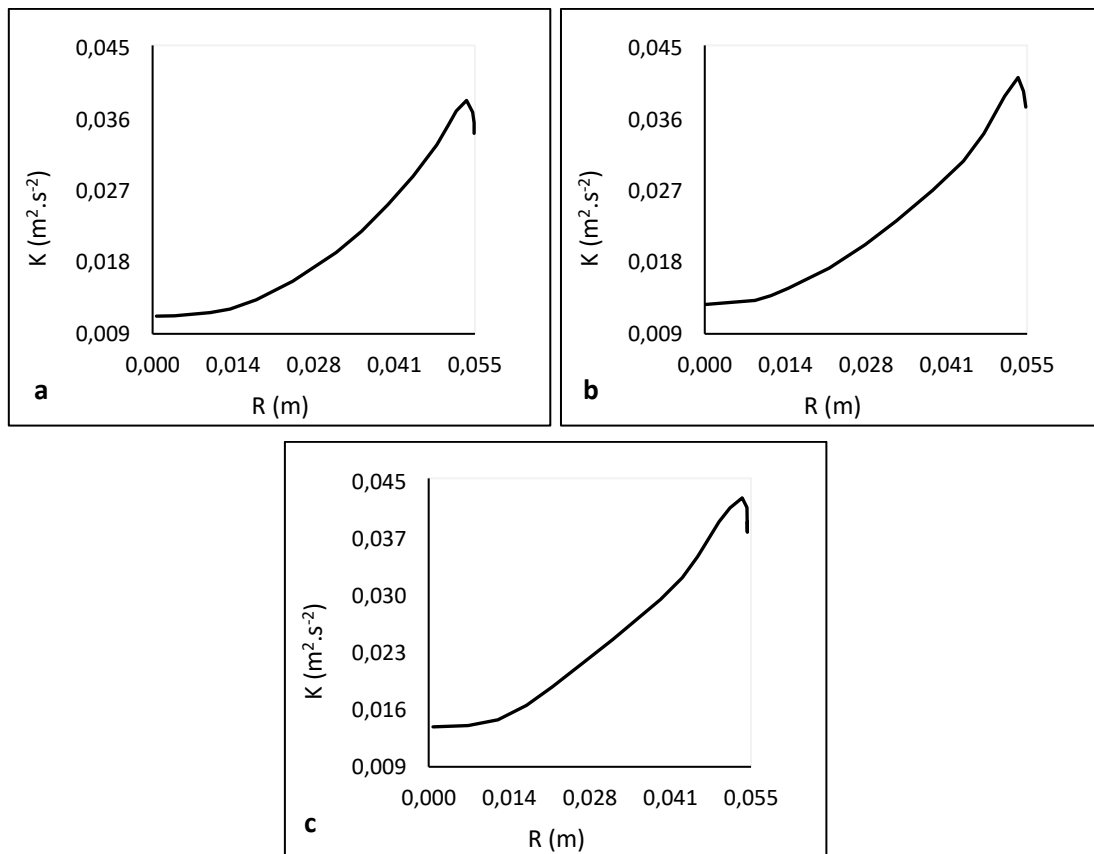


**Figura 5B 5:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso feitos para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Barkman (1952) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.





**Figura 5B 6:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso feitos para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Barkman (1952) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.

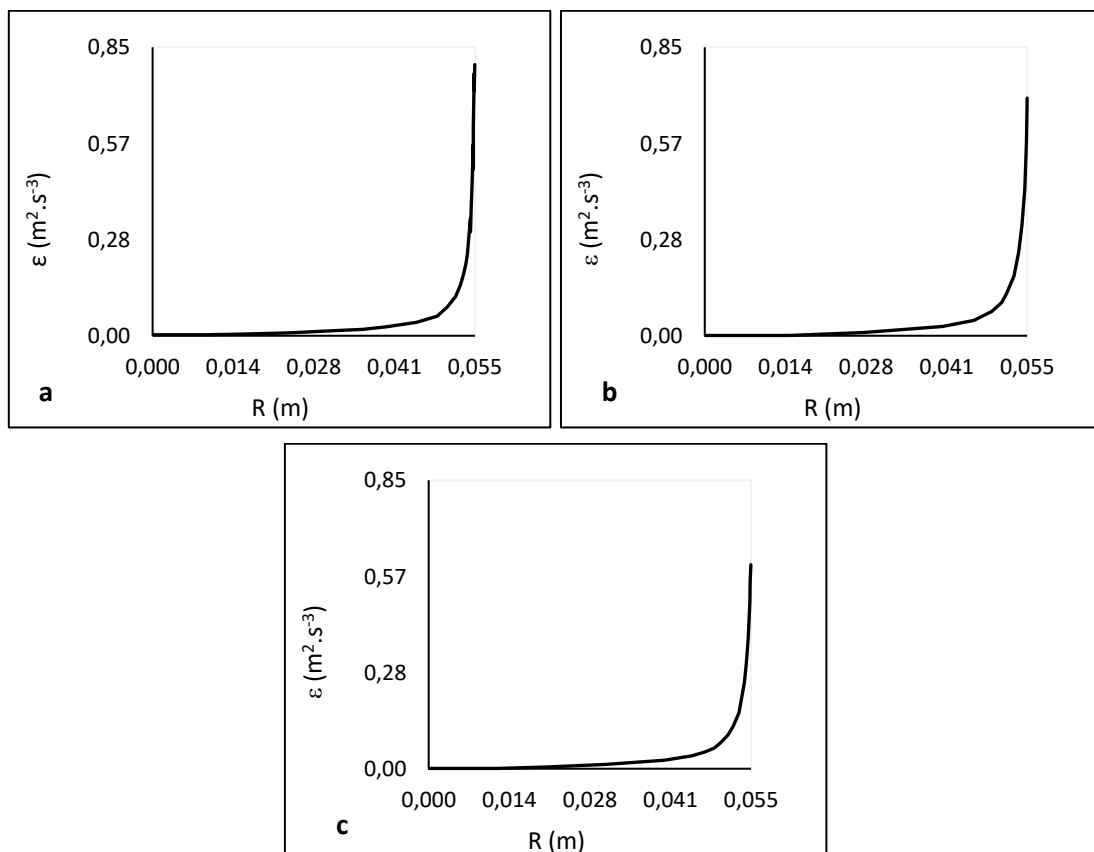


**Figura 5B 7:** Perfis radiais de energia cinética turbulenta ( $k$ ) simulados para o escoamento disperso feitos para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Barkman (1952) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.

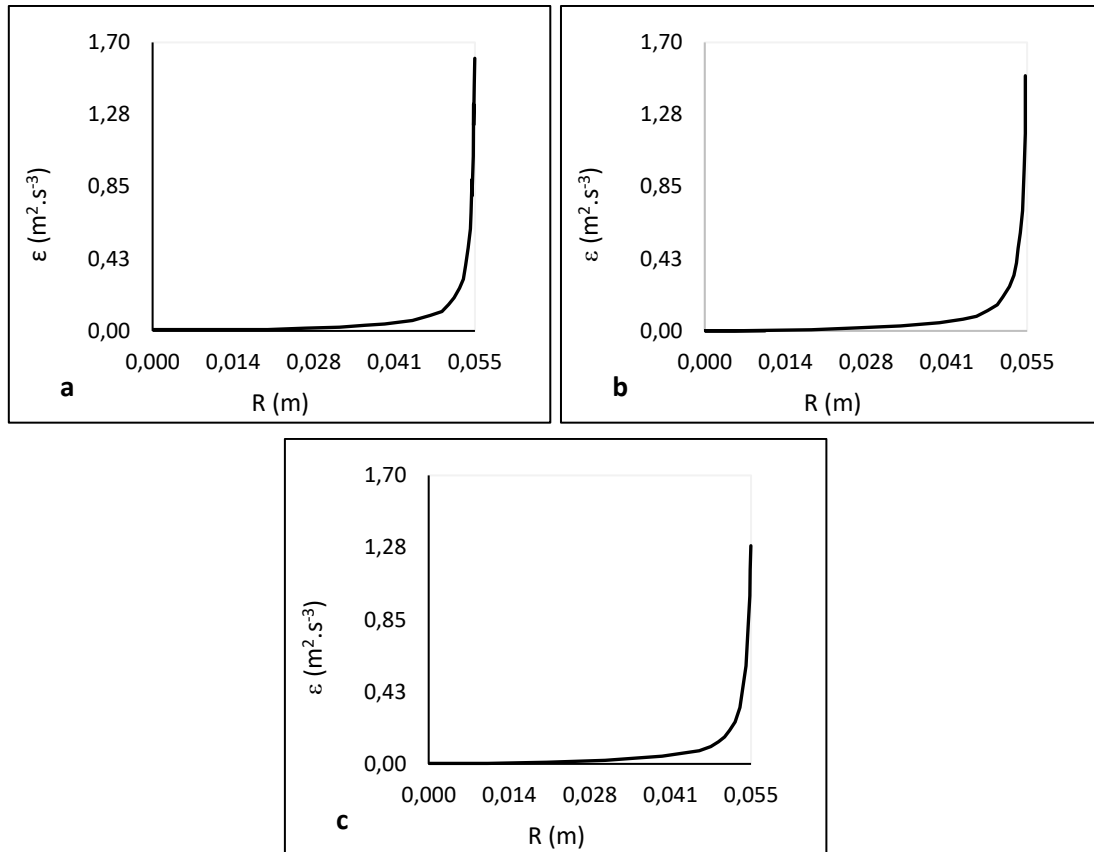
## ANEXO 5-C

## Perfis Radiais de Taxa de Dissipação Turbulenta

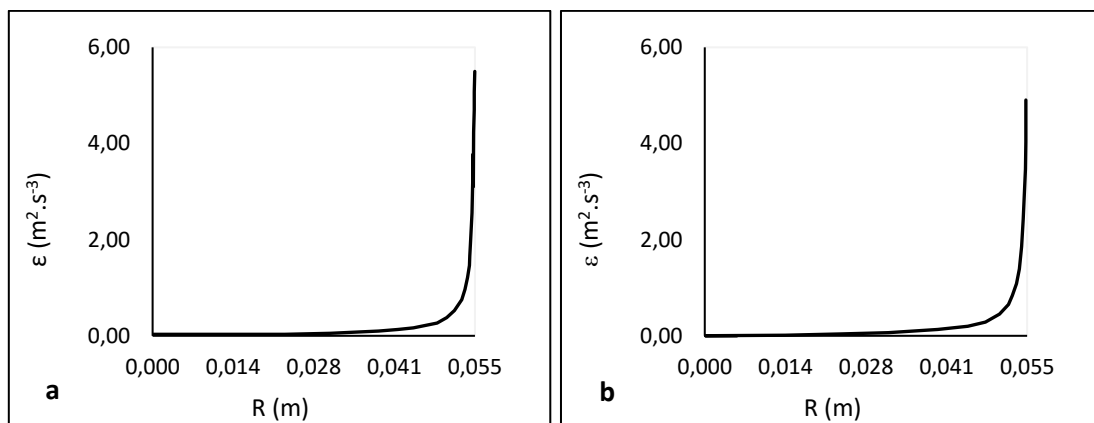
Perfis radiais de taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) simulado para variadas velocidades da mistura e concentrações volumétricas do óleo de 0.01, 0.13 e 0.22. Nas Figuras 5C 1, 5C 2, 5C 3 e 3 5C 4, as simulações foram realizadas para as velocidades de 1.2, 1.5, 2.1 e 2.3  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ , respetivamente, e utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. Nas Figuras 5C 5, 5C 6 e 5C 7, as simulações foram realizadas para as velocidades de 0.9, 1.8, 2.6  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ , respetivamente, e utilizaram-se a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. Nas Figuras 5C 8, 5C 9 e 5C 10, as simulações foram realizadas para as velocidades de 0.9, 1.8, 2.6  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ , respetivamente, e utilizaram-se a correlação de Haider-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para calcular a viscosidade.

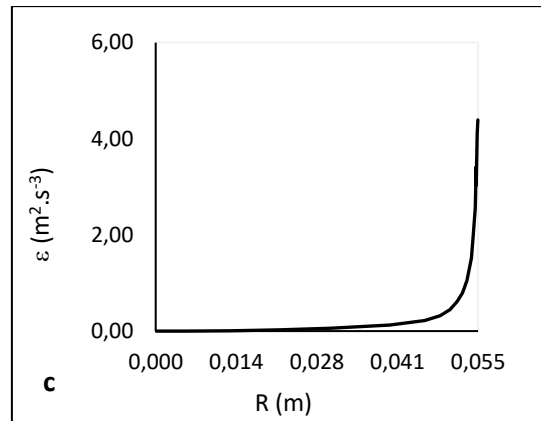


**Figura 5C 1:** Perfis radiais de taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) para o escoamento disperso simulados para a velocidade da mistura de  $1.2 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.

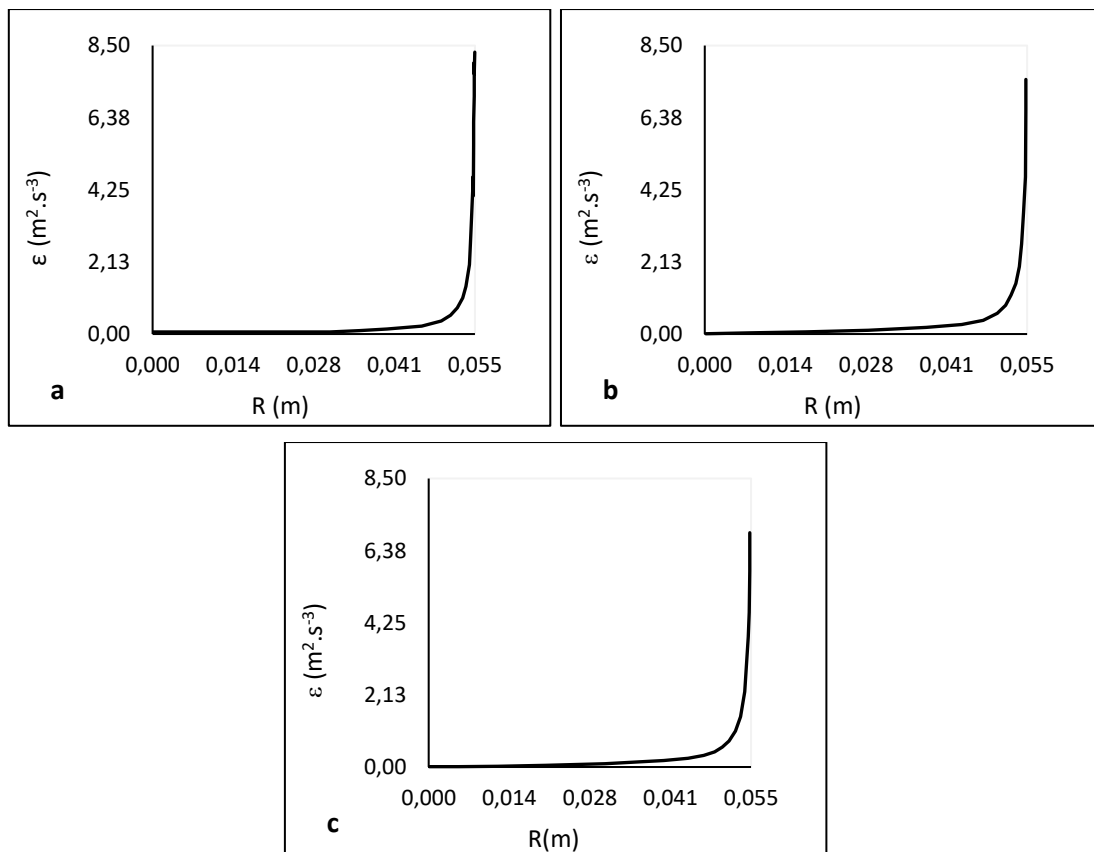


**Figura 5C 2:** Perfis radiais de taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) para o escoamento disperso simulados para a velocidade da mistura de  $1.5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.

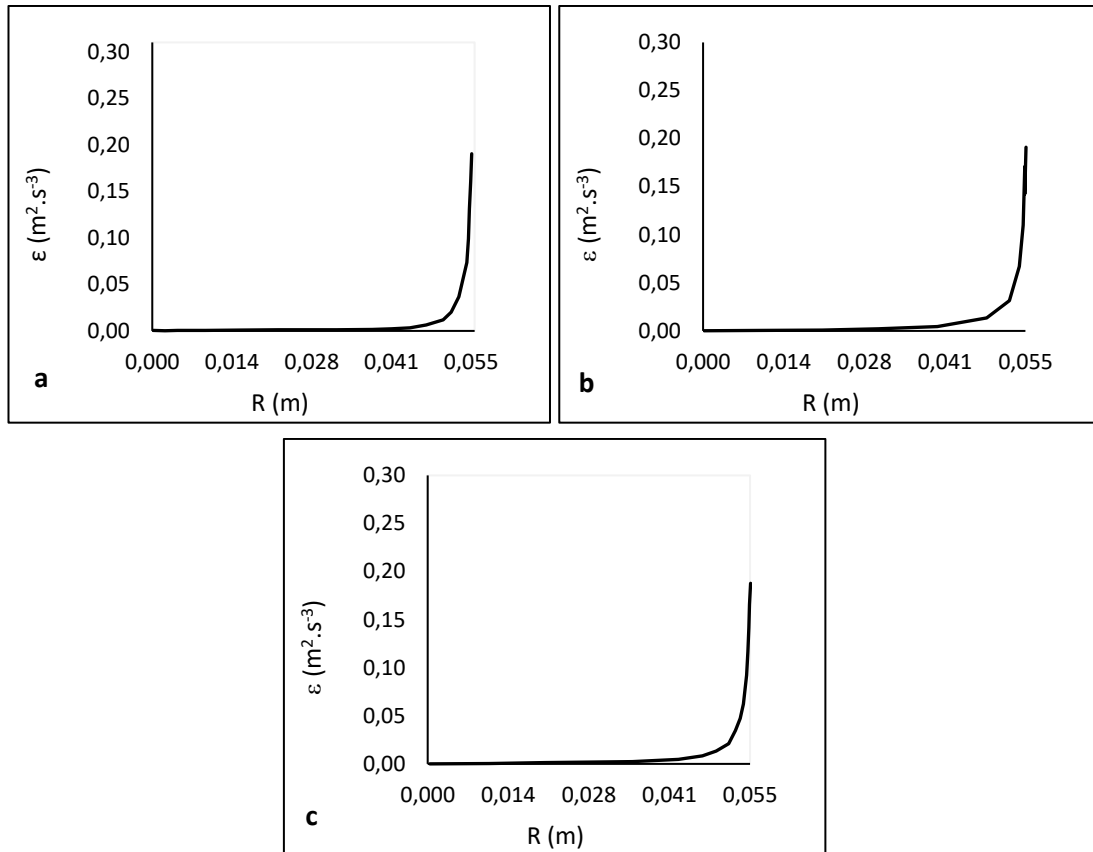




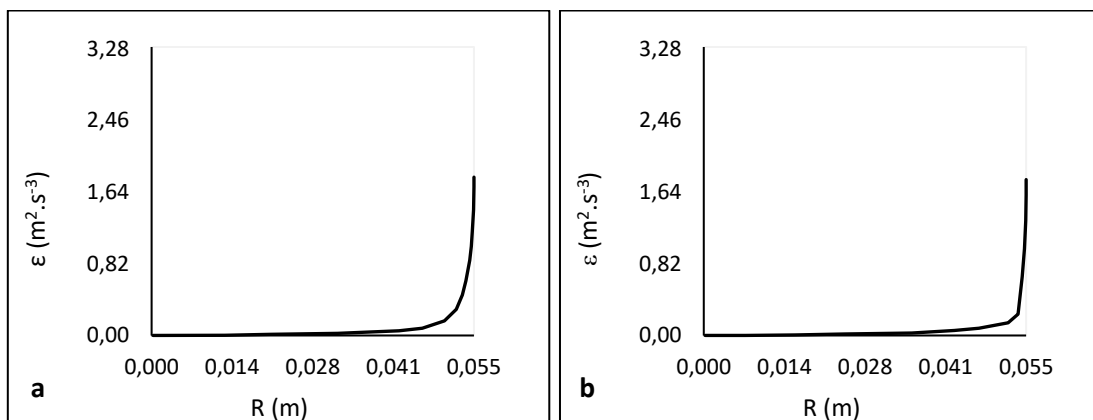
**Figura 5C 3:** Perfis radiais de taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) para o escoamento disperso simulados para a velocidade da mistura de  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

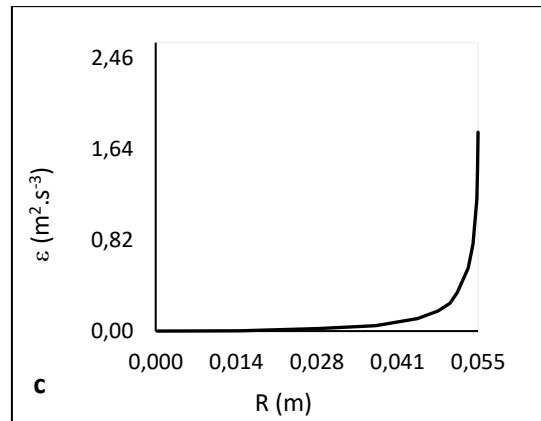


**Figura 5C 4:** Perfis radiais de taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) para o escoamento disperso simulados para a velocidade da mistura de  $2.3 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.

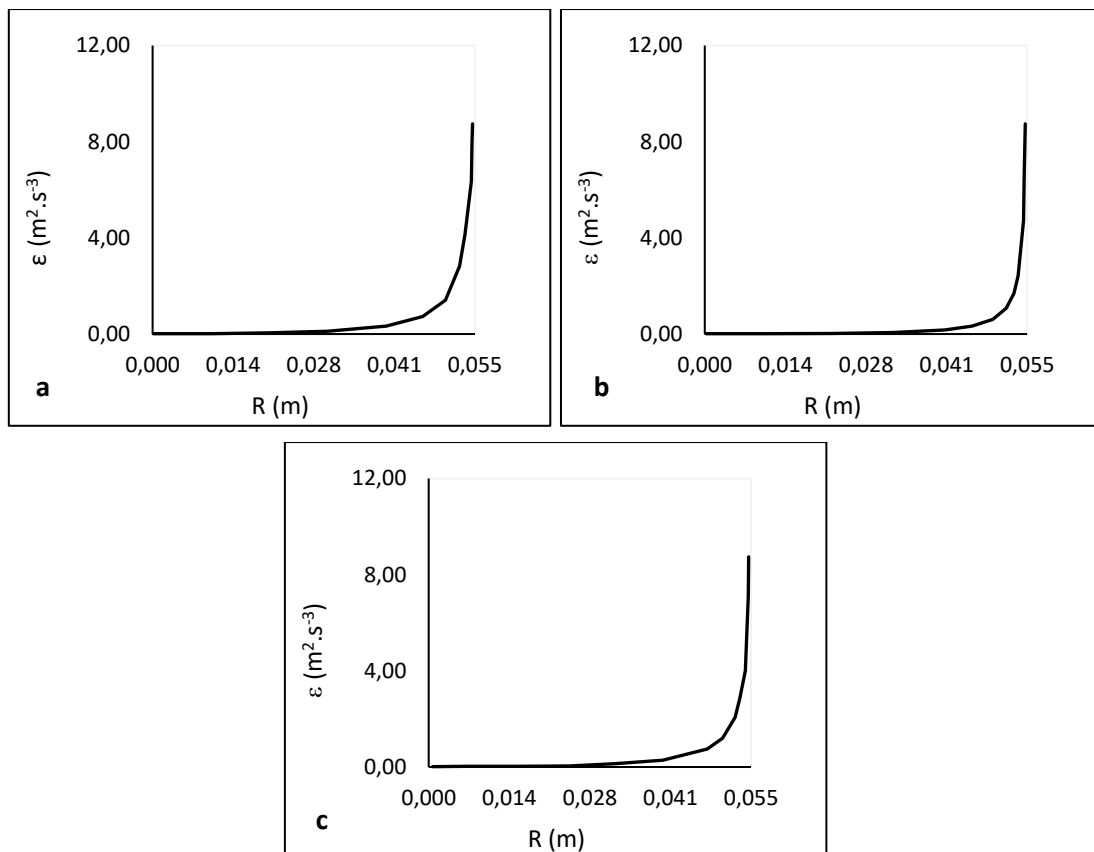


**Figura 5C 5:** Perfis radiais de taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) para o escoamento disperso simulados para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Brakman (1952) para calcular a viscosidade.  $R$  é o raio da conduta.





**Figura 5C 6:** Perfis radiais de taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) para o escoamento disperso simulados para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Brakman (1952) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.



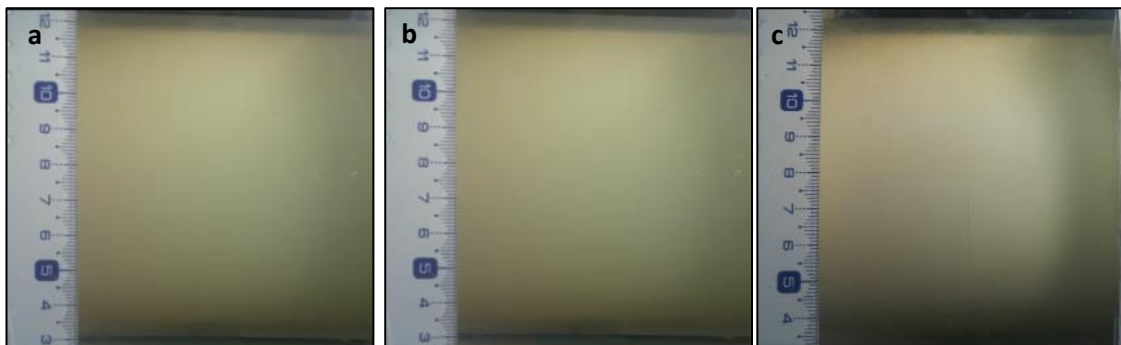
**Figura 5C 7:** Perfis radiais de taxa de dissipação turbulenta ( $\epsilon$ ) para o escoamento disperso simulados para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e a equação de Brakman (1952) para calcular a viscosidade. R é o raio da conduta.



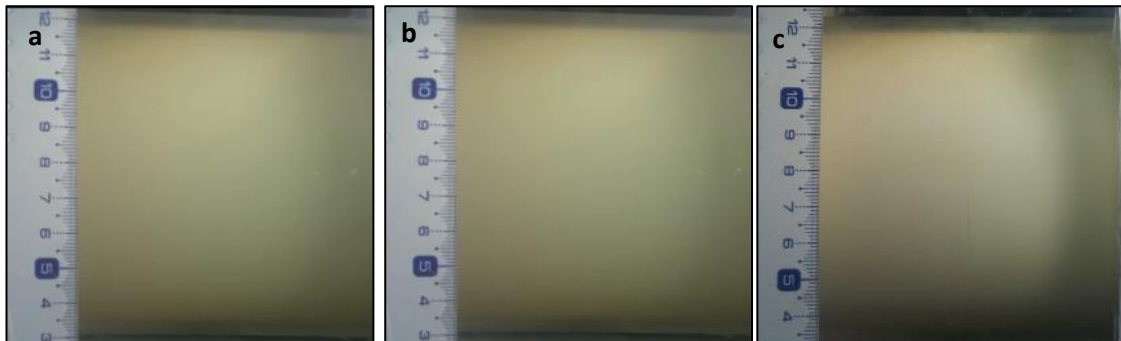
## ANEXO 5-D

## Padrões de escoamento disperso (Fotografias)

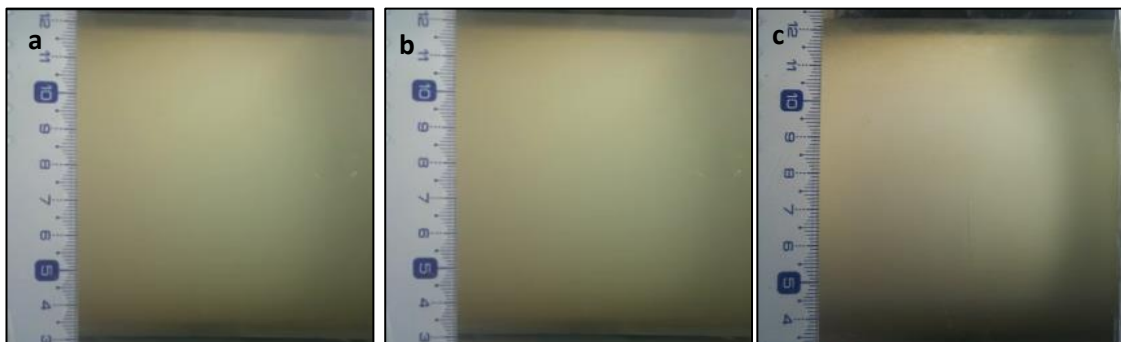
Fotografias dos escoamentos dispersos para as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c) e velocidades da mistura de  $1.2 \text{ m.s}^{-1}$  (Figura 5D 1),  $1.5 \text{ m.s}^{-1}$  (Figura 5D 2),  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  (Figura 5D 3),  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  (Figura 5D 4) e  $2.3 \text{ m.s}^{-1}$  (Figura 5D 5).



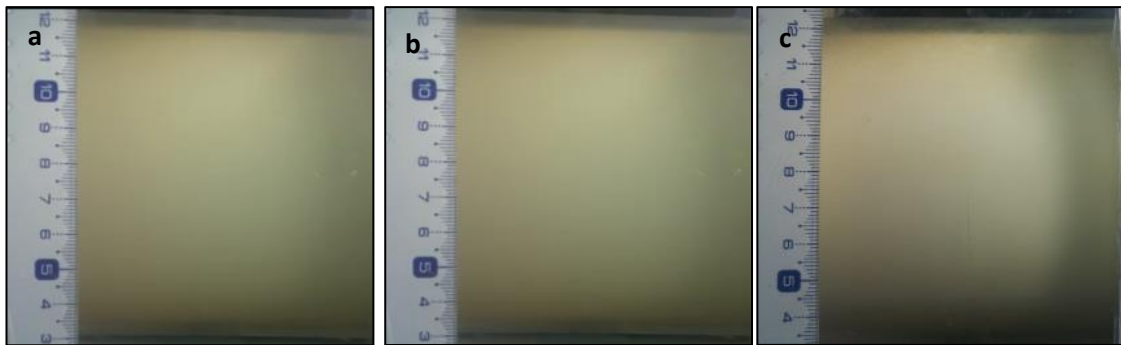
**Figura 5D 1:** Fotografias do escoamento disperso para a velocidade da mistura de  $1.2 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c).



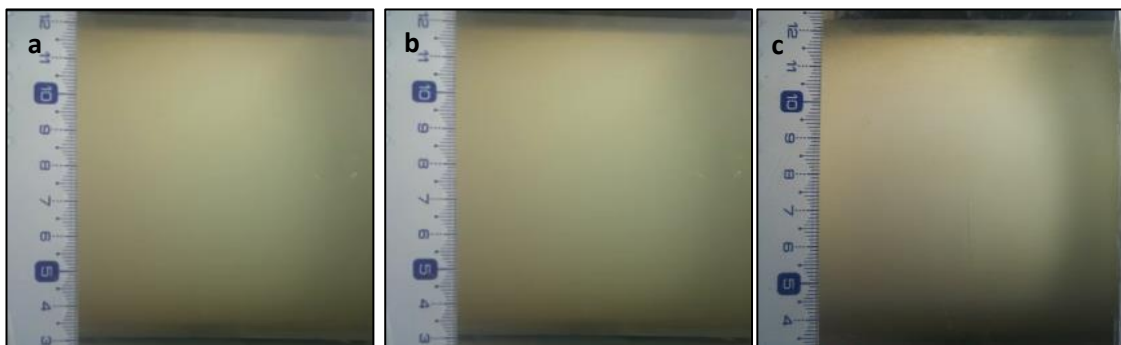
**Figura 5D 2:** Fotografias do escoamento disperso para a velocidade da mistura de  $1.5 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c).



**Figura 5D 3:** Fotografias do escoamento disperso para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c).



**Figura 5D 4:** Fotografias do escoamento disperso para a velocidade da mistura de  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c).

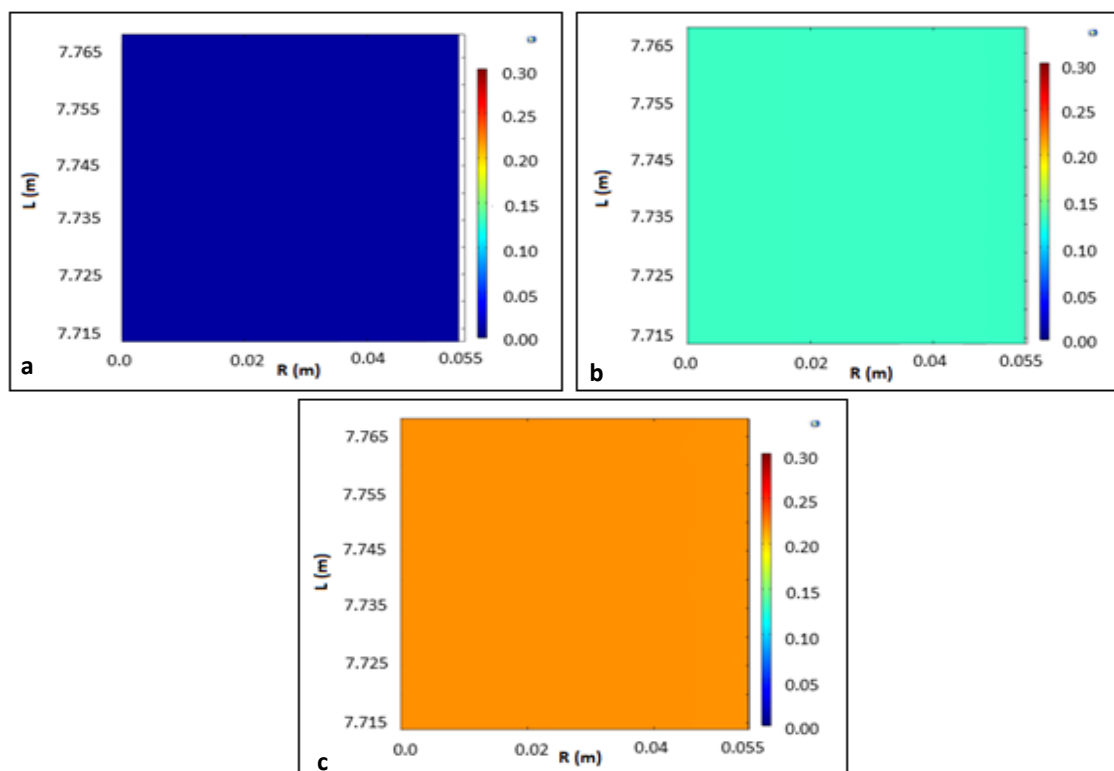


**Figura 5D 5:** Fotografias do escoamento disperso para a velocidade da mistura de  $2.3 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c).

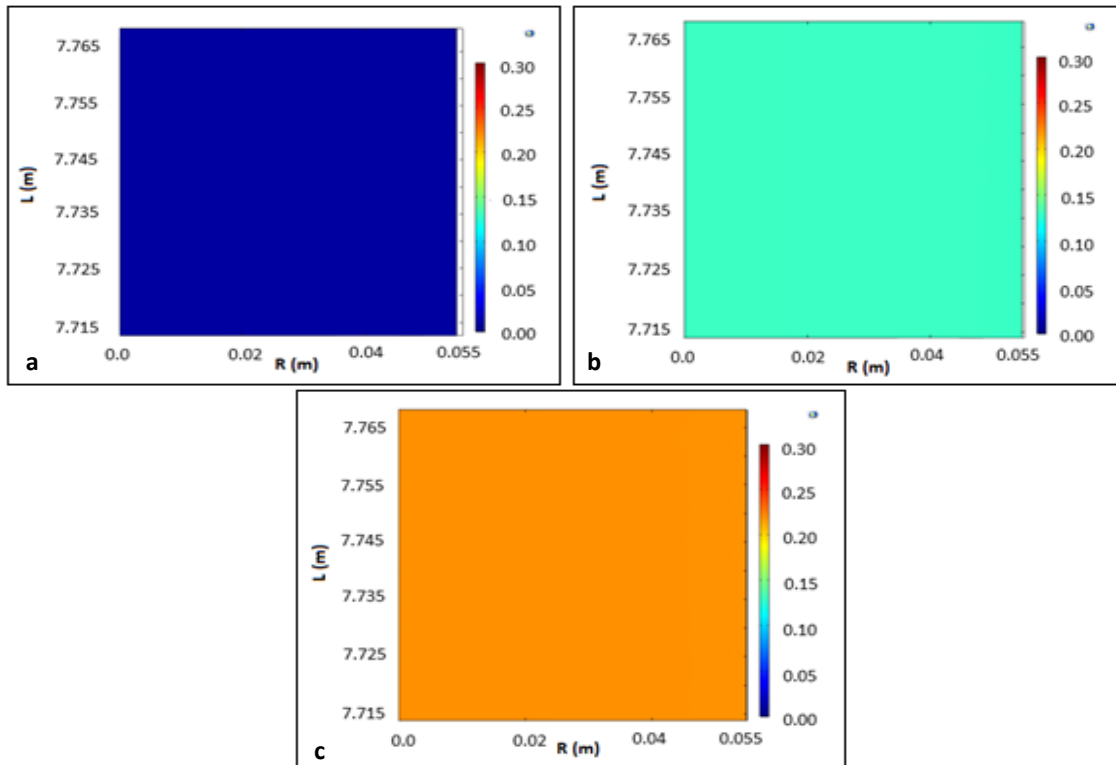
## ANEXO 5-E

## Padrão de Escoamento Disperso (Imagem de Simulação)

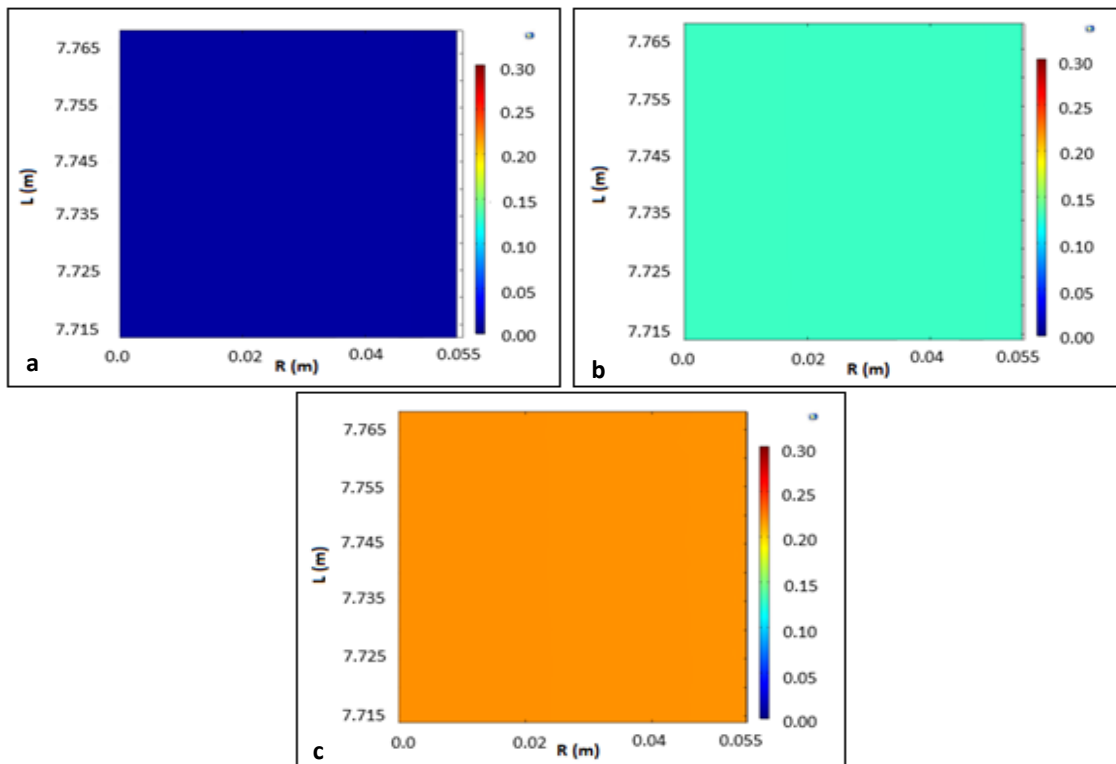
Imagens simuladas para o padrão de escoamento disperso para as velocidades da mistura variando entre  $0.9$  e  $2.6 \text{ m}^{-1}$  e para as concentrações volumétricas do óleo de  $0.01$  (a),  $0.13$  (b) e  $0.22$  (c). Foram utilizadas a correlação de Schiller-Neumann para calcular o *drag coefficient* e, para calcular a viscosidade as equações de Guth e Simba (1936), Figuras 5E 1 a 5E 5, e Brakman (1952), Figuras 5E 6 a 5E 8. Foram utilizadas também a correlação de Hainder-Levenspiel para calcular o *drag coefficient* e, para a viscosidade, as equações de Guth e Simba (1936), Figuras 5E 9 a 5E 11, e Pal (2000), Figuras 5E 12 a 5E 14.



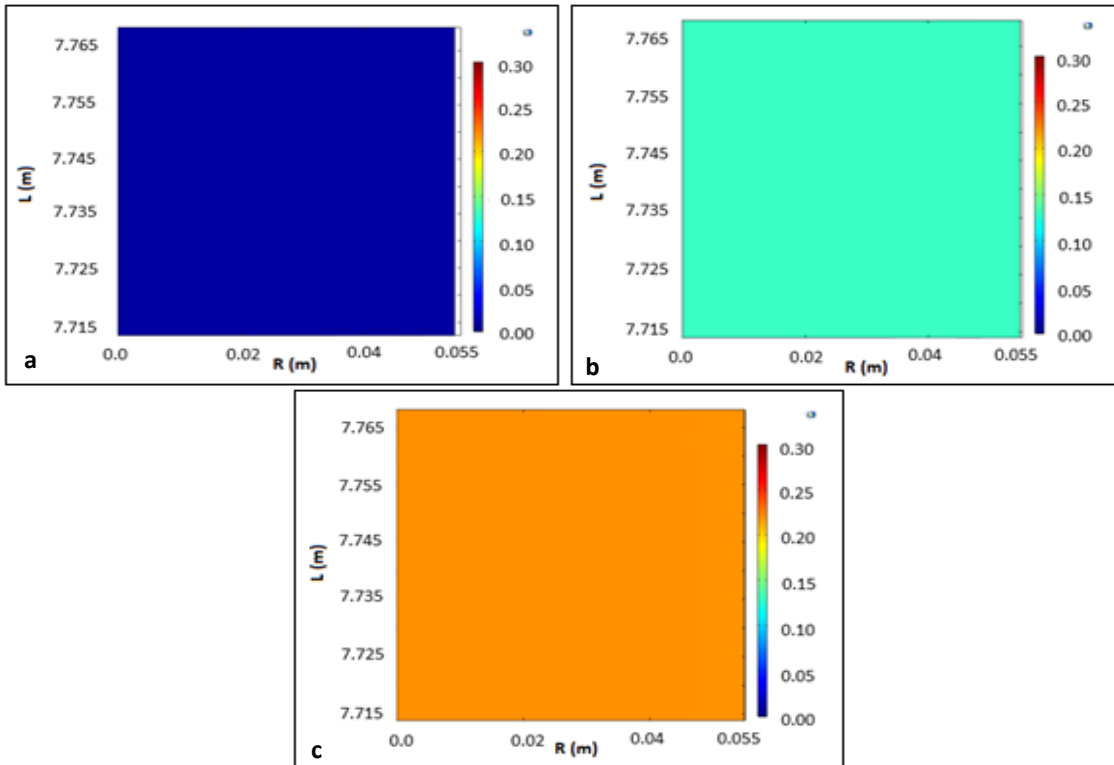
**Figura 5E 1:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $1.2 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de  $0.01$  (a),  $0.13$  (b) e  $0.22$  (c). Para um comprimento  $L$  da conduta, sendo  $R$  o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade.



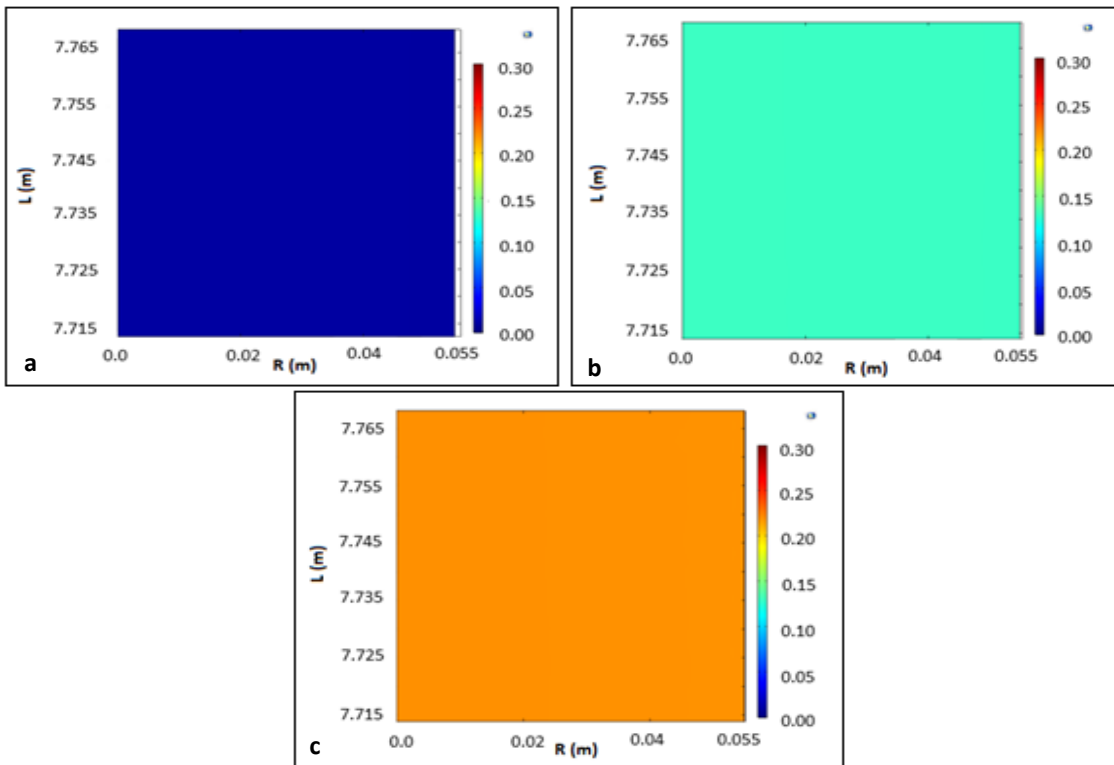
**Figura 5E 2:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $1.5 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento L da conduta, sendo R o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade.



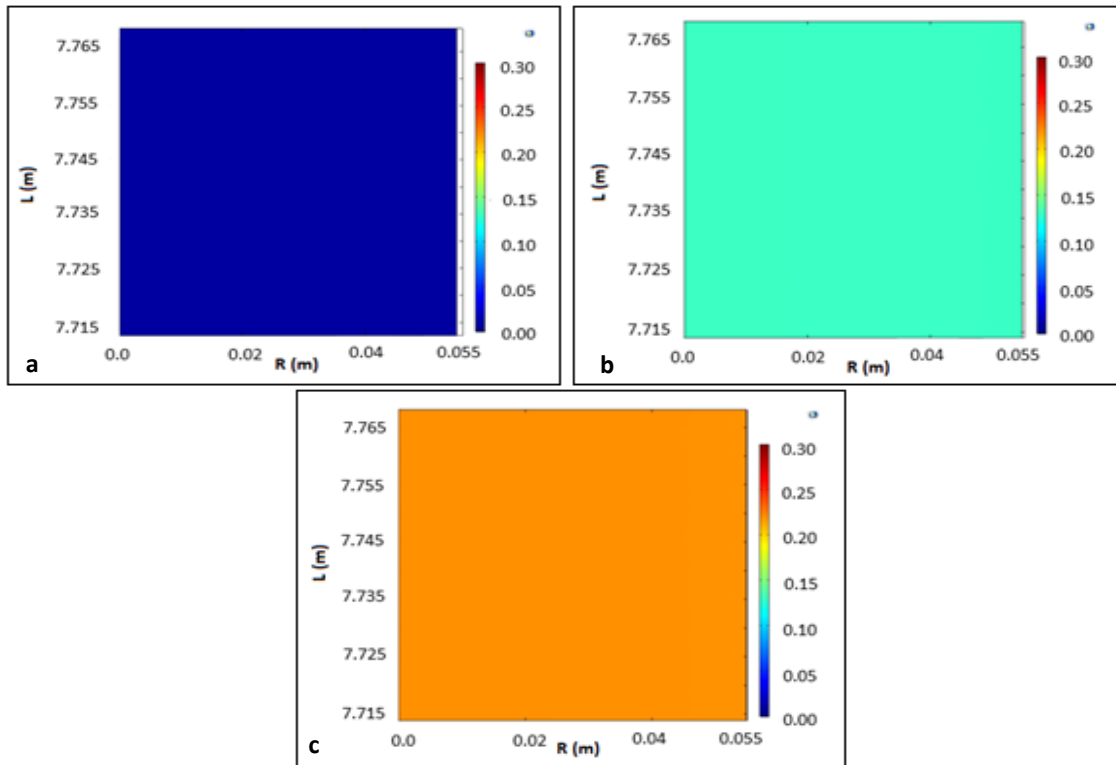
**Figura 5E 3:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento L da conduta, sendo R o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade.



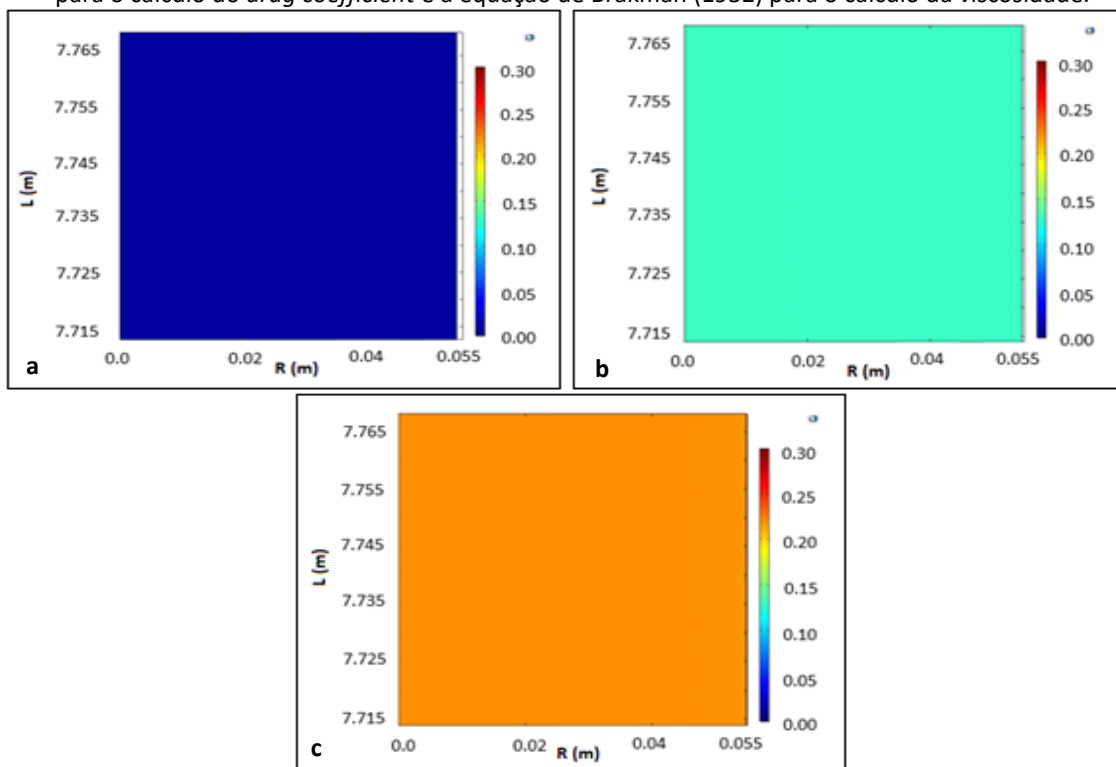
**Figura 5E 4:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $2.1 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento  $L$  da conduta, sendo  $R$  o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade.



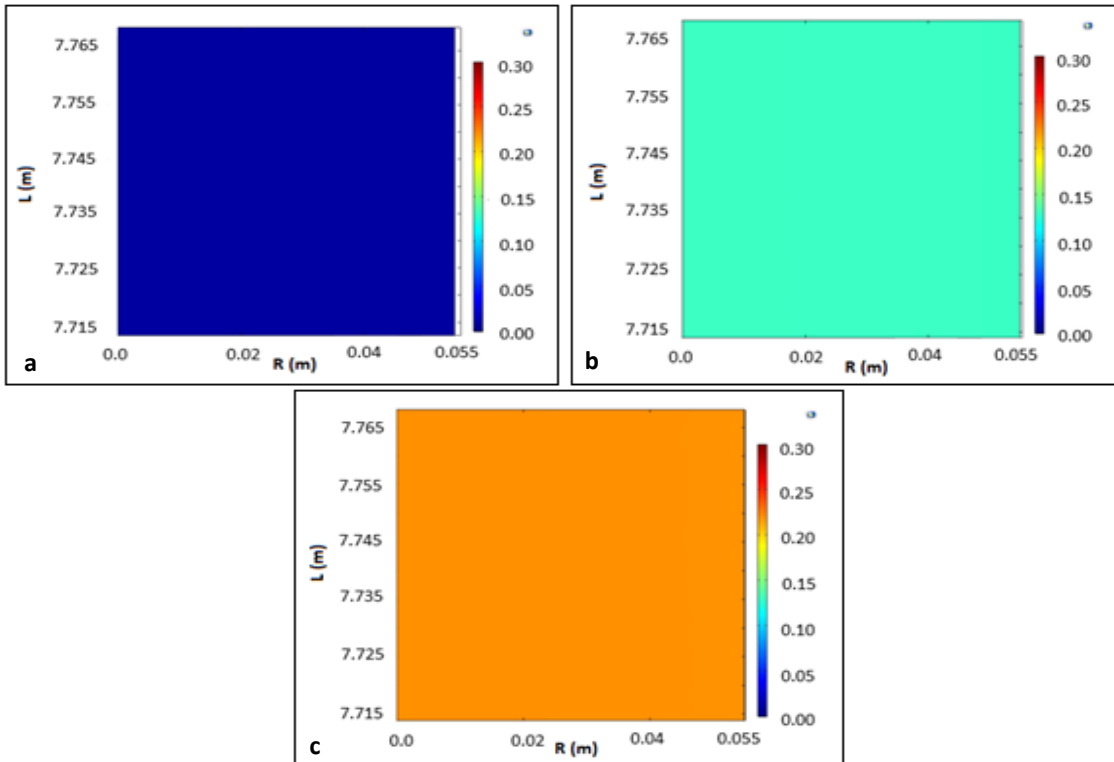
**Figura 5E 5:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $2.3 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento  $L$  da conduta, sendo  $R$  o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade.



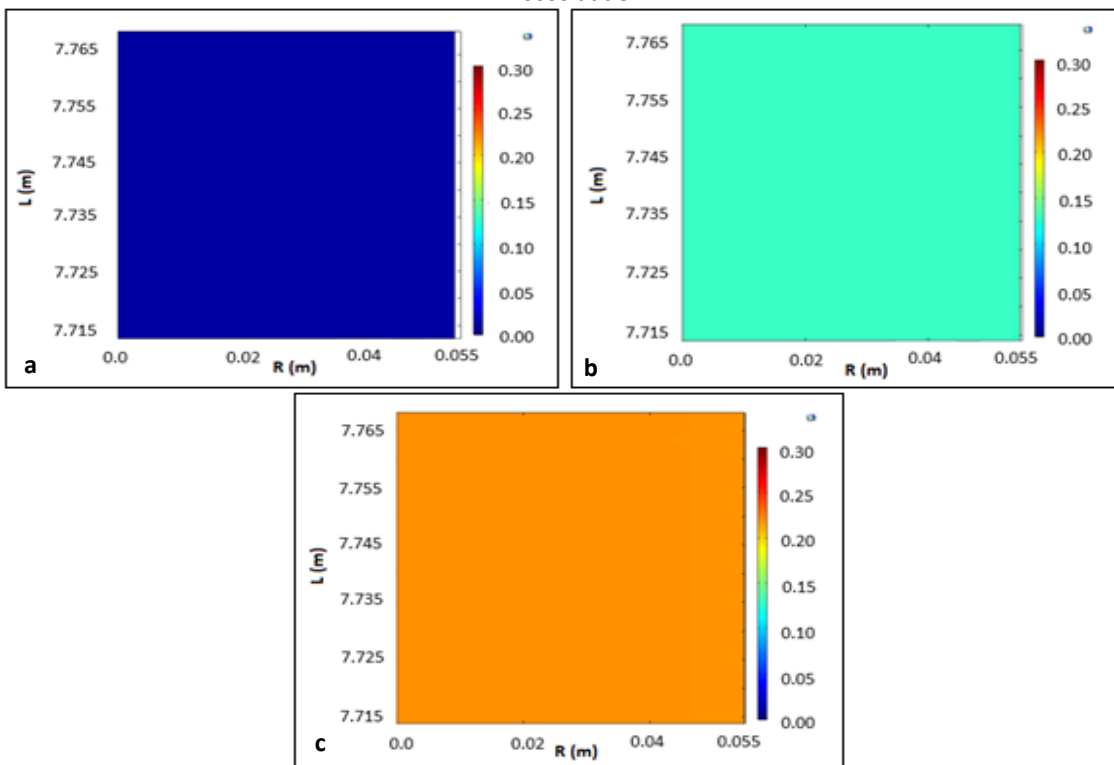
**Figura 5E 6:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento  $L$  da conduta, sendo  $R$  o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Brakman (1952) para o cálculo da viscosidade.



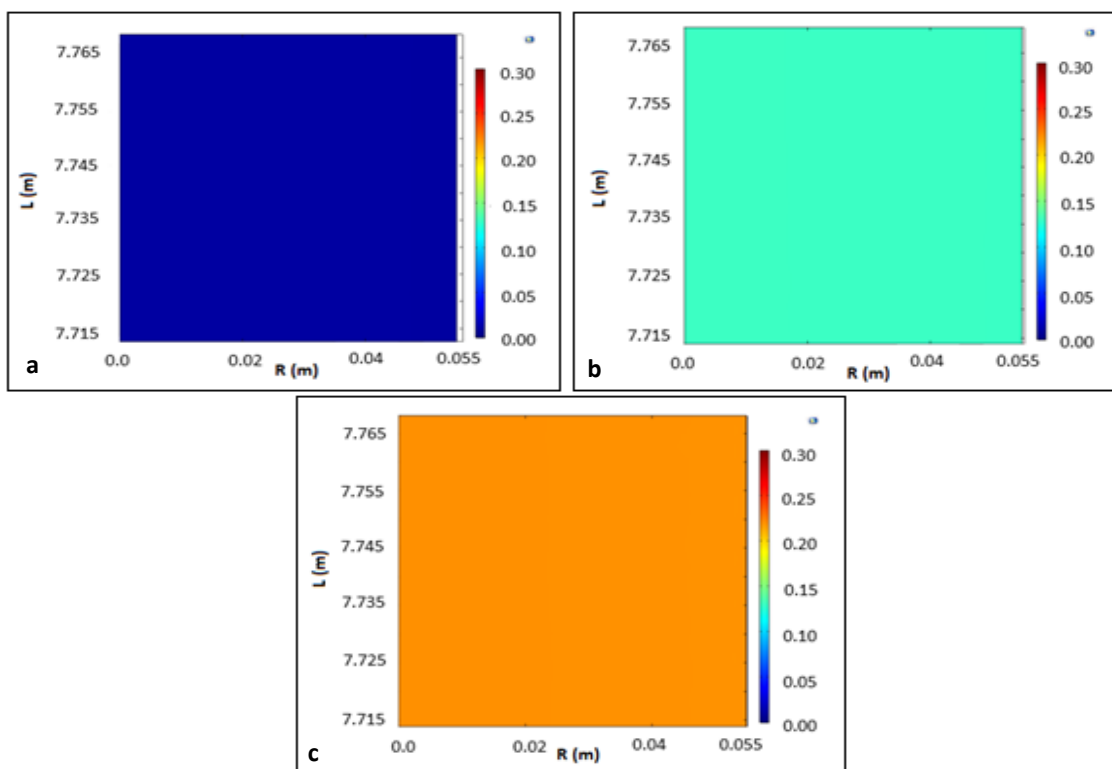
**Figura 5E 7:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento  $L$  da conduta, sendo  $R$  o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Brakman (1952) para o cálculo da viscosidade.



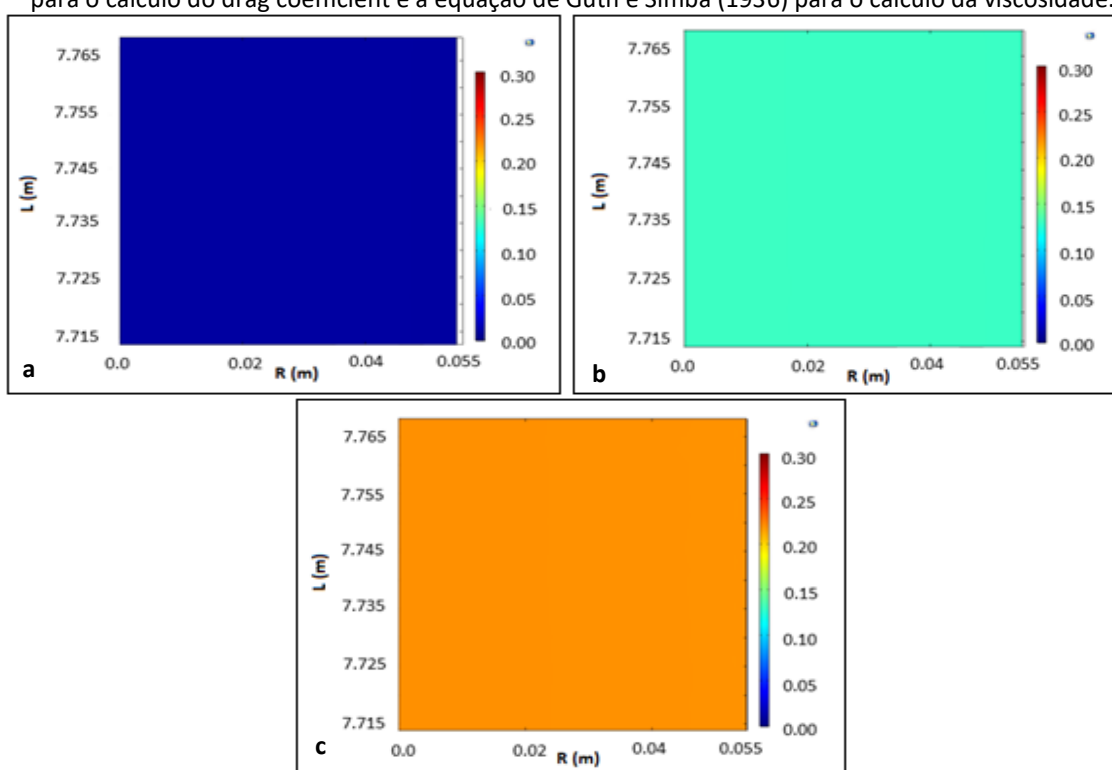
**Figura 5E 8:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétricas do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento  $L$  da conduta, sendo  $R$  o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Schiller-Neumann para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Brakman (1952) para o cálculo da viscosidade.



**Figura 5E 9:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento  $L$  da conduta, sendo  $R$  o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade.

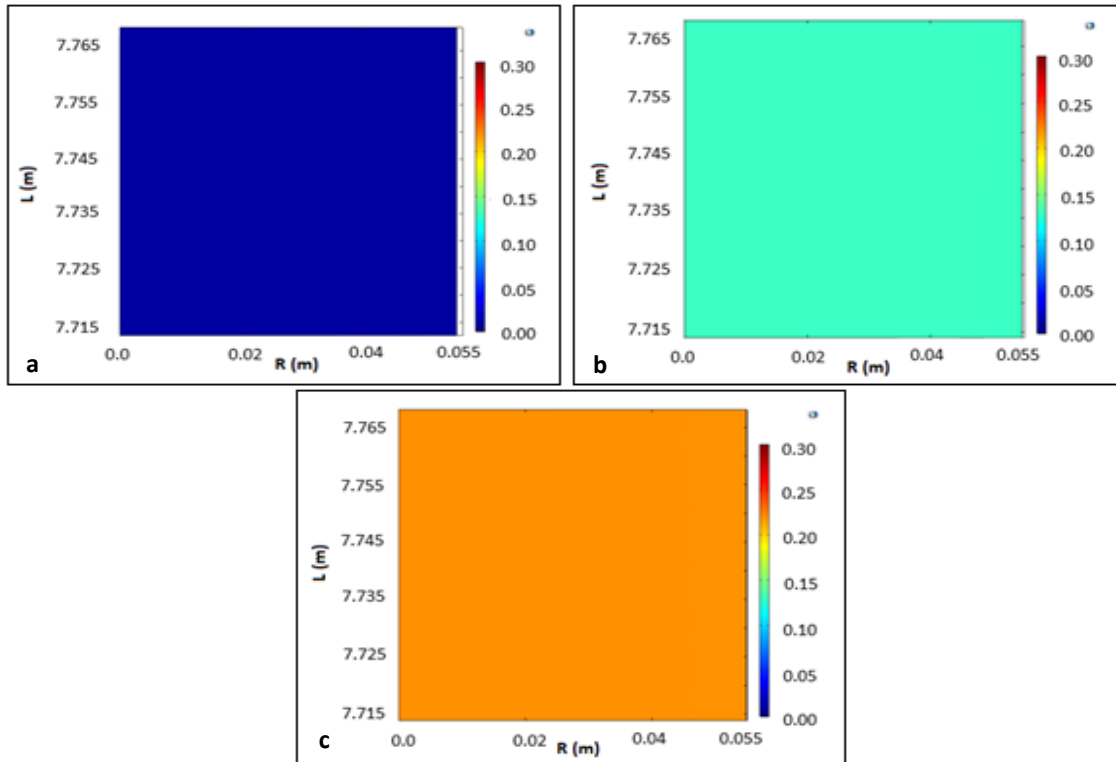


**Figura 5E 10:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento  $L$  da conduta, sendo  $R$  o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade.

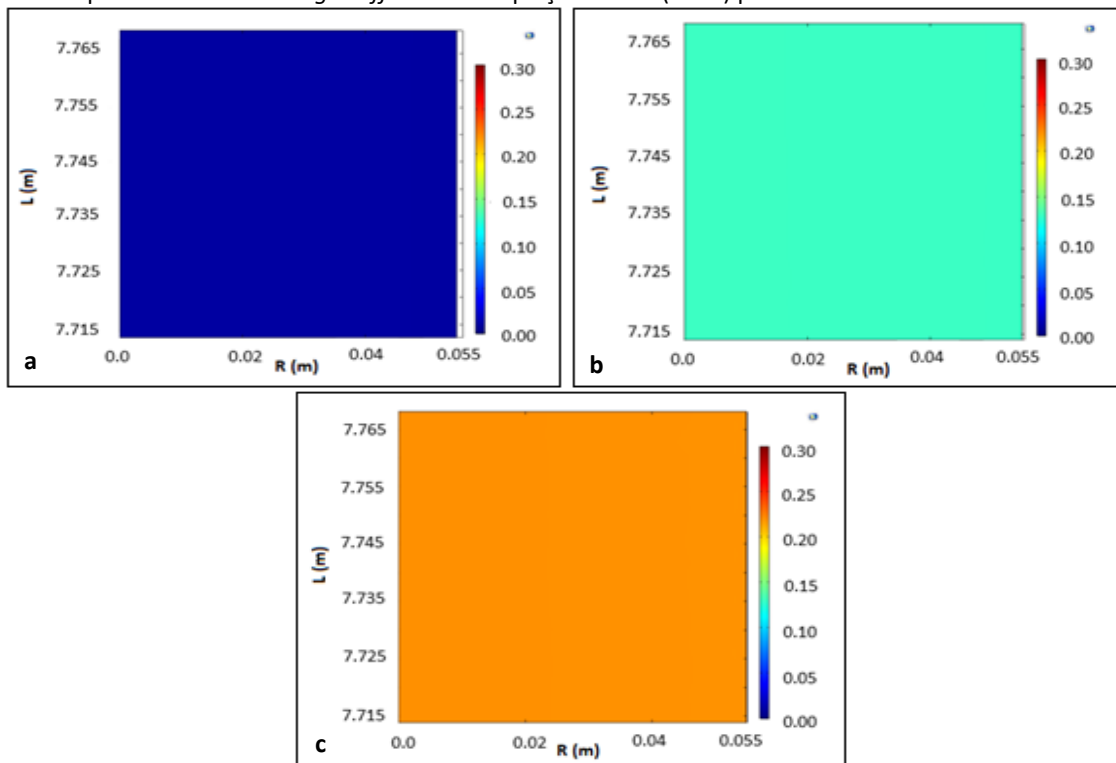


**Figura 5E 11:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento  $L$  da conduta, sendo  $R$  o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do drag coefficient e a equação de Guth e Simba (1936) para o cálculo da viscosidade.

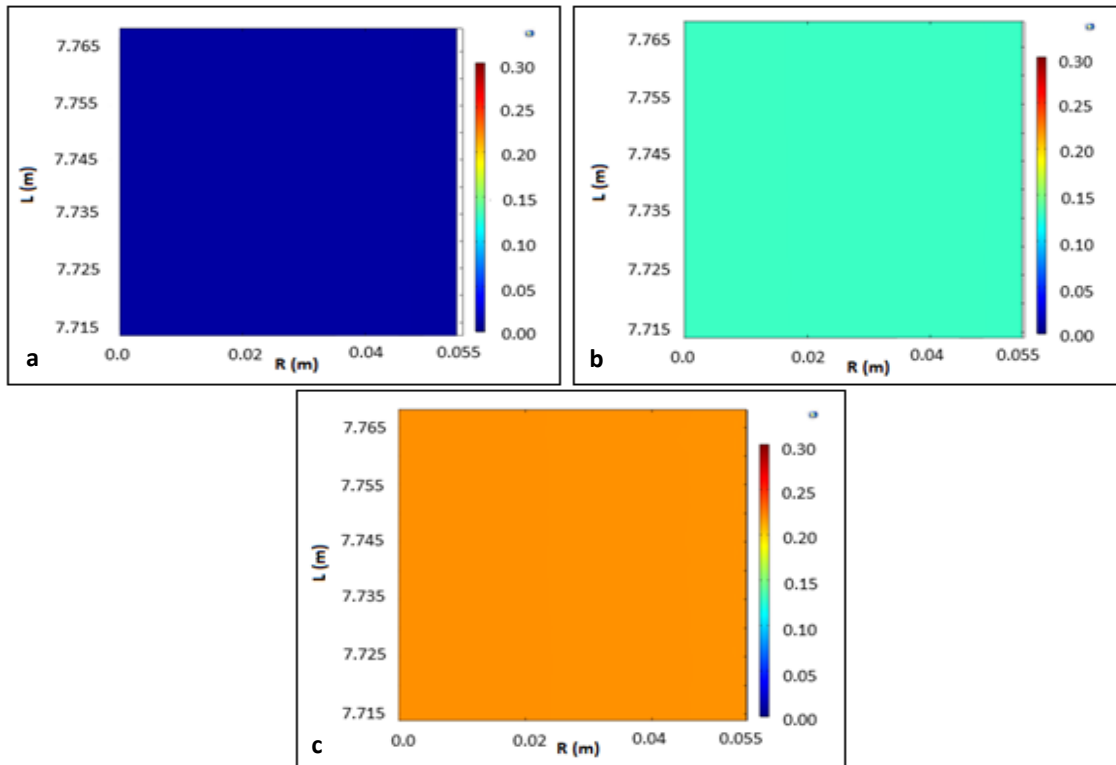




**Figura 5E 12:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento L da conduta, sendo R o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade.



**Figura 5E 13:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $1.8 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento L da conduta, sendo R o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Haider-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade.

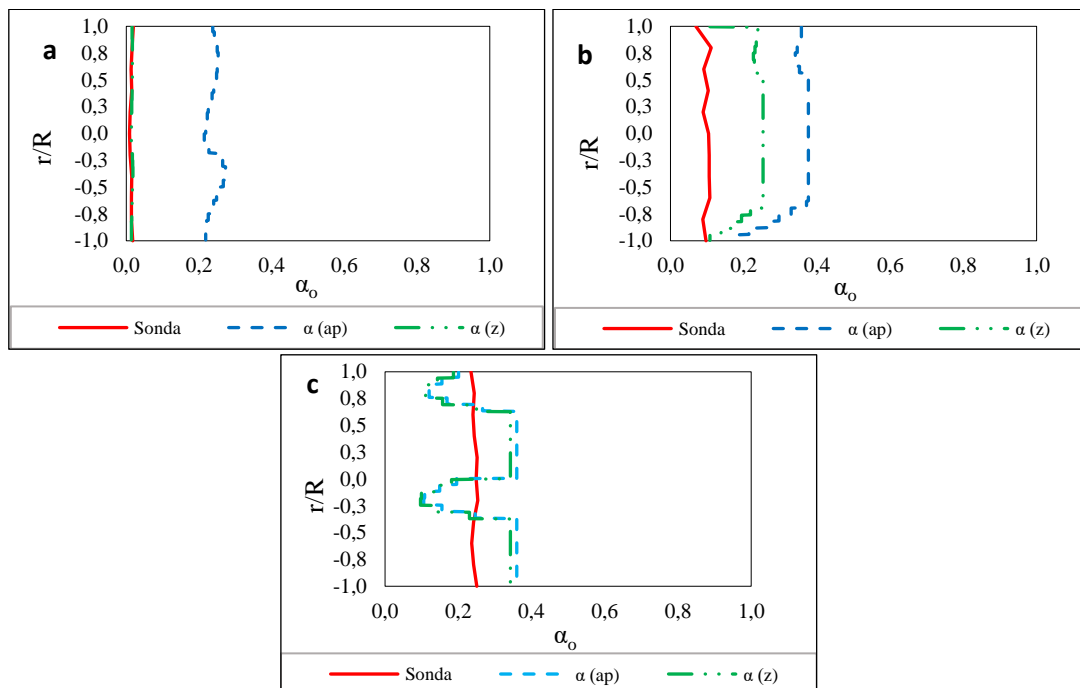


**Figura 5E 14:** Imagens do escoamento disperso obtidas através das simulações para a velocidade da mistura de  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  e para as concentrações volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c). Para um comprimento L da conduta, sendo R o raio da conduta. Utilizaram-se a correlação de Hainder-Levenspiel para o cálculo do *drag coefficient* e a equação de Pal (2000) para o cálculo da viscosidade.

## ANEXO 5-F

## Perfis Radiais de Concentração Volumétrica do Óleo (1D)

Na Figura 5F 1, encontram-se os perfis radiais de concentração volumétrica do óleo obtidos pelas técnicas de amostragem/picnometria e de EIT para a velocidade da mistura de  $1.5 \text{ m.s}^{-1}$  e concentrações do óleo de 0.01 v/v (a), 0.13 v/v (b) e 0.22 v/v (c). Para a determinação da concentração do óleo, através da técnica de EIT, utilizaram-se a equação de Maxwell combinada com a condutividade normalizada,  $\alpha$  (ap), e uma metodologia que combina a razão entre a concentração volumétrica do óleo e uma área de controle ao longo do raio multiplicada pela condutividade normalizada,  $\alpha$  (z).



**Figura 5F 1:** Perfis radiais de concentração volumétrica do óleo, 1D, para o escoamento disperso, obtidos através da técnica de amostragem/picnometria e de EIT. Velocidade da mistura de  $1.5 \text{ m.s}^{-1}$  e concentração volumétrica do óleo de 0.01 (a), 0.13 (b) e 0.22 (c).

## ANEXO 5-G

## Caudais para o escoamento Estratificado

Nesta seção, serão apresentados os valores dos caudais obtidos nos testes para o escoamento estratificado óleo/água na conduta em posição horizontal. Os caudais das misturas foram determinados através da Equação 5G 1.

$$Q_m = Q_a + Q_o \quad (5G-1)$$

sendo:  $Q_m$  o caudal da mistura na seção de teste,  $Q_a$  o caudal de entrada de água na seção de teste e  $Q_o$  o caudal de entrada de óleo na seção de teste.

Na Tabela 5G 1, são apresentados os valores experimentais dos caudais de entrada da água e do óleo obtidos e os valores calculados do caudal da mistura para o escoamento estratificado óleo/água na conduta horizontal.

**Tabela 5G 1:** Caudal de entrada de água e de óleo e caudal da mistura na seção de teste para o escoamento estratificado óleo/água.

$Q_a$ (m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> )	$Q_o$ (m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> )	$Q_m$ (m <sup>3</sup> .h <sup>-1</sup> )
	0,44	10,74
	0,89	11,19
10,3	1,84	12,14
	2,54	12,84
	3,23	13,53
	0,44	15,87
	0,89	16,32
15,4	1,84	17,27
	2,54	17,97
	3,23	18,66

## ANEXO 6

## Publicações e Apresentações de Trabalhos

## 1 – Trabalho Publicado

Journal of Petroleum Science and Engineering 174 (2019) 1179–1193



Contents lists available at ScienceDirect

Journal of Petroleum Science and Engineering

journal homepage: [www.elsevier.com/locate/petrol](http://www.elsevier.com/locate/petrol)

## Oil/water stratified flow in a horizontal pipe: Simulated and experimental studies using EIT

D.S. Santos<sup>a,b</sup>, P.M. Faia<sup>c</sup>, F.A.P. Garcia<sup>a</sup>, M.G. Rasteiro<sup>a,\*</sup><sup>a</sup> Chemical Process Engineering and Forest Products Research Centre (CIEPQPF), Department of Chemical Engineering, Faculty of Sciences and Technology, University of Coimbra, Polo 2, Pínhal de Marrocos, 3030-290, Coimbra, Portugal<sup>b</sup> CAPES Foundation, Ministry of Education of Brazil, Caixa Postal 250, 70040-020, Brasília, DF, Brazil<sup>c</sup> Electrical and Computers Engineering Department, Faculty of Sciences and Technology of the University of Coimbra, Polo 2, Pínhal de Marrocos, 3030-290, Coimbra, Portugal

## ARTICLE INFO

Keywords:  
Stratified flow  
EIT  
CFD  
Level set model  
Oil/water flow

## ABSTRACT

An experimental and a simulation study to describe oil/water stratified flow in a horizontal pipe was carried out. Oil/water mixtures are common in oil producing wells and stratified flow often occurs during pipeline transportation. Mixtures of paraffin oil in water with different concentrations of the oil phase were investigated. Regarding the experimental study three techniques were used to acquire information about the oil phase distribution in the pipe cross-section: Electrical Impedance Tomography (EIT), sample collection in different radial positions for oil quantification, and photographs of the flow. Concerning the EIT system an adjacent protocol was used in the acquisitions since it allows for a more precise reconstruction of the images in the case of stratified flows. The simulations were conducted mainly in 2D, using the level set model to describe the phenomenon in the oil/water interface in combination with the *k-ε* turbulence model. The COMSOL Multiphysics software was used for the simulations. 3D simulations were also conducted which did not prove more precise, in spite of the very high computational time required. The experimental tests were carried out in an existing pilot rig. In the course of this study superficial water inlet velocity ranged in the interval between 0.30 and 0.45 m s<sup>-1</sup> and superficial oil inlet velocity between 0.17 and 1.27 m s<sup>-1</sup>. Pressure drop along the test section was the control variable, and a good fit was obtained between simulations in a 2D geometry and experiments, the maximum deviation between the experimental and simulated pressure drops being 9.7%.

## 1. Introduction

Multiphase flows are quite common in industry. Transport of two or more phases, normally immiscible fluids and/or in different physical states is typical of these industrial flows, water with sand and other solid materials in suspension, flowing in a pipe, being a typical example. Such flows are present in many industrial sectors (pharmaceutical, food, agricultural, petroleum, etc.) and in the environment (Rodríguez, 2011; Rosa, 2012). Liquid-liquid flows are a subcategory of multiphase flows, and their studies date back to the second half the 20th century. Transport of oil/water mixtures in pipelines is typical of the petroleum industry, since after extraction, where water has often to be injected, transportation to processing facilities or offshore refinery is usually required. Russell et al. (1959) studied liquid-liquid flows in horizontal and vertical pipes and identified different flows patterns. Later, these flow patterns were more accurately identified, based on more detailed experimental analysis of liquid-liquid flows, as in

Trallero et al. (1997), who conducted experiments with immiscible fluids and presented an experimental and theoretical study about transitions between flow patterns. At the experimental level, different studies on immiscible fluid flows have been developed. In Al-Wahaibi et al. (2012); Mandal et al. (2007) and Morgan et al. (2013) characterization of the different flow regimes have been presented (Castro et al., 2012; Rodríguez and Castro, 2014). studied the interfacial waves structures in stratified oil-water flows. Pressure drop is one of the most important parameters when studying oil/water flows (Poesio, 2008) as in the oil industry, where oil and water are transported over long distances and large energy consumption is involved (Rodríguez and Castro, 2014). Sotgia et al. (2008) analysed the influence of the shape of the oil-water interface and the variations of the flow rate on the pressure drop in the system. Cao et al. (2018) studied flow patterns and the slug hydrodynamics in cross-junction microchannels and, based on dimensionless number analysis (Weber and Reynolds numbers), general transition criteria were proposed as well as a new scale law for slug

\* Corresponding author.

E-mail addresses: [deividson@eq.uc.pt](mailto:deividson@eq.uc.pt) (D.S. Santos), [mgr@eq.uc.pt](mailto:mgr@eq.uc.pt) (M.G. Rasteiro).<https://doi.org/10.1016/j.petrol.2018.12.002>

Received 2 August 2018; Received in revised form 24 October 2018; Accepted 2 December 2018

Available online 03 December 2018

0920-4105/ © 2018 Elsevier B.V. All rights reserved.

Nomenclature					
$\Gamma$	[m]	interface	$\Omega$	[–]	domain
$\alpha_0$	[–]	oil volumetric concentration	$\Omega_1$	[–]	subdomain 1
$\gamma$	[–]	renitilization parameter	$\Omega_2$	[–]	subdomain 2
$\delta$	$\left[\frac{1}{m}\right]$	Dirac delta function	$F$	[–]	volume forces
$\varepsilon$	$[m^2/s^3]$	turbulent dissipation rate	$g$	$[m/s^2]$	gravitational acceleration
$\varepsilon_f$	[m]	interface thickness	$I_f$	[–]	turbulence Intensity
$\eta$	[–]	normalized electrical conductivity difference	$k$	$[m^2/s^2]$	turbulent kinetic energy
$\mu$	[Pa. s]	dynamic viscosity	$k$	[–]	curvature
$\mu_1$	[Pa. s]	dynamic viscosity of the fluid 1	$L_T$	[m]	turbulence length scale
$\mu_2$	[Pa. s]	dynamic viscosity of the fluid 2	$n$	[–]	normal
$\mu_T$	[Pa. s]	turbulent dynamic viscosity	$p$	[Pa]	pressure
$\rho$	$[kg/m^3]$	density	$P_{exp}$	[Pa]	experimental pressure
$\rho_1$	$[kg/m^3]$	fluid 1 density	$P_{sim}$	[Pa]	simulated pressure
$\rho_2$	$[kg/m^3]$	fluid 2 density	$U_m$	[m/s]	mixture velocity
$\sigma$	[N/m]	interfacial tension	$U_{sw}$	[m/s]	superficial water velocity
$\sigma_0$	$[\mu S/cm]$	NaCl reference electrical conductivity	$U_{so}$	[m/s]	superficial oil velocity
$\sigma_m$	$[\mu S/cm]$	mixture electrical conductivity	$t$	[t]	time
$\sigma_w$	$[\mu S/cm]$	water electrical conductivity	$u^T$	[m/s]	transpose of the mixture velocity
$\phi$	[–]	level set function	$x$	[m]	distance
			$x_f$	[m]	position in the interface

length. Stratified flow is one of the patterns that can occur, having the advantage of leading to lower pressure drop for the same average flow, thus being less energy demanding. Stratified flow is also present if a viscosity reducer is injected in the pipeline especially when heavy oils are being transported. One tool that stands out in the study of the flow of multiphase systems is Computational Fluid Dynamic (CFD). The CFD codes minimize coding work and when a simulation is configured correctly it is possible to predict the behavior of the analysed system satisfactorily. However, the choice of a turbulence model is of fundamental importance in the numerical study of multiphase flows, since the precision of the results is directly linked to a good model of turbulence. Some studies can be found in the literature using CFD codes in many applications, as for example, investigating the dynamics of trapped water displacement in the lower section of a pipeline (Magnini et al., 2018); analyzing hydrodynamics and mass transfer between homogeneous phases within microchannels (Pastora et al., 2018); to investigate the efficacy of various turbulent models, as well as the influence of the wall contact angle for the simulation of the oil-water flow when interfacial tension and/or inertia play predominant roles (Shi et al., 2017), among others.

Regarding inspection of phases distributions in multiphase flows, Electrical Tomography, Magnetic Resonance Imaging (Montague et al., 2018; Powell, 2008; Silva et al., 2016), sampling, and image acquisitions are common techniques used for that purpose. Electrical Tomography is a technique that can be used to determine the material distribution in a given domain, based in the fact that different materials possess different electrical properties (Grootveld, 1996). So, it is increasingly being used for industrial processes measurements and control (Jia et al., 2015; Silva et al., 2016). In the case of Electrical Impedance Tomography (EIT), the total resistance that a given system provides to the passage of the electric current is measured. Both the resistive and capacitive components of the impedance are registered during the measurements (Faulkner et al., 2018; Grootveld, 1996) and, in the end, a distribution of electrical conductivity in the system is obtained. The EIT apparatus used in this work was described in previous publications (Rasteiro et al., 2011; Faia et al., 2012). In short, in EIT an electric current is injected to a set of electrodes positioned at the boundary of the analysed domain (excitation) thereby resulting an electrical field that is conditioned by the materials distribution within the domain; then, the resulting electric potentials (response) are measured with the same array of electrodes. Using voltage measurements and employing numerical reconstruction techniques, namely an

inversion nonlinear algorithm, conductivity or resistivity distribution images are obtained (Grootveld, 1996; Rasteiro et al., 2011; Wang, 2015). It is possible to create images where each pixel represents the measured electrical impedance (Polansky and Wang, 2018; Wang et al., 2012).

In classical sampling techniques, a probe collects samples within the domain and the concentration of the phases is determined at specific points (Wang et al., 2011). This type of technic has to be used with care to avoid disturbing the flow and to collect representative samples.

The objective of simulation in multiphase flows is to develop predictive models which can be used to design conveying systems. Computational Fluid Dynamics (CFD) is the simulation technique used to solve the conservation equations describing the flows. It can be used in the numerical simulation of fluid flows, heat transfer and phenomena related to chemical reactions, combustion, aeronautical systems, etc. (Versteeg and Malalasekera, 2007). CFD packages such as ANSYS Fluent, COMSOL, OpenFOAM, and others have been already used in simulations of immiscible liquids. Burlutskiy and Turangan (2015) simulated oil-in-water dispersions flow in a vertical pipe using ANSYS Fluent via the User Defined Functions (UDF) option. Shi et al. (2017) studied the simulation of vertical oil-water flow in different patterns also using Fluent.

Considering the importance of the stratified flow regime for the petroleum industry, stratified flow of incompressible fluids mixtures in a horizontal pipe was examined in this work. The simulated flow patterns depended on the oil and water inlet velocities. To validate the simulations, EIT, sampling and imaging techniques were used to determine experimentally the flow patterns. EIT is a non-intrusive technique which supplies information about the phases distribution in the pipe, and was used for the first time in this study to map oil/water distribution. COMSOL Multiphysics was used to perform the computational simulations. The performed simulations supplied information on the 2D concentration profiles in the pipe cross-section, velocity profiles and pressure drop in the test section. The model selected to describe the oil/water interface, the level-set model, allows describing this region with good accuracy without an excessive computational effort and the authors could not find, so far, in the literature, a reference to its use to describe oil/water flows in large pipes. The selected models will be described in detail in the modelling section.

## 2. Experimental setup and conditions

A pilot rig was already available to study multiphase flows as already described in previous publications (Silva, 2015; Silva et al., 2016). Those previous studies refer to experimental tests for solid-liquid suspensions conveying. In the present work, experimental studies were performed for immiscible flows (oil/water). The pilot was adapted for this new situation with the installation of an oil tank and corresponding pumping and injection system, an oil/water separation tank and a sample probe, as described below (see Fig. 1). The conveying system test section consisted of a horizontal PVC tube, 11.5 m in length (L) and internal nominal diameter (D) of 110 mm. The water phase was pumped from the water tank by a GRUNDFOS Model MMG160MA 11.0 kW centrifugal pump. The water flow rate could be regulated by simultaneous manipulation of two butterfly valves. The oil phase, commercial paraffin, was injected coaxially into the water phase by a 4 kW GRUNDFOS CRI 20–3 centrifugal pump. Under the flow conditions tested the flow was stratified, a layer of oil running over the water phase. The average flow rate of such biphasic system was measured with an electromagnetic flow meter consisting of a Fuji Electric MAGFLO 3100 sensor coupled with a MAGFLO 5000 signal converter. The oil and water phases flow rates were measured with TecFluid DP65 flowmeters. The pressure drop was measured by a Fuji Electric FCX-C series T-type differential pressure transducer (model number FKK-33) whose pressure taps were 4.5 m apart. Appropriate lengths were inserted before ( $L/D = 32$ ) and after ( $L/D = 27$ ) the test section, where pressure drop was measured, to account for entrance and exit effects, guaranteeing a stable and stationary flow. As referred, the test pipe consisted of a PVC tube with a nominal internal diameter of 110 mm and, inserted in it, there was a transparent acrylic tube with 1 m in length and 110 mm nominal internal diameter, which allowed for the visualization of the flow. Minimal differences in the diameters of the PVC and acrylic tubes and misalignments in the junctions of the test section added to the pressure drops measured, relative to the situation of just one tube with the same overall length. This additional pressure drop corresponds to an equivalent length of pipe that had to be determined by calibration with only water flowing in the system. From the acquired pressure drop values for water flow, and considering the friction factor from the Moody's Diagram, the equivalent length of the accidents could be extracted for different flow rates.

The working fluids used in this study are water saline solution

**Table 1**  
Properties of the oil at 25 °C.

Fluids	Density (kg.m <sup>-3</sup> )	Viscosity (Pa.s) <sup>a</sup>	Interfacial tension <sup>b</sup> (mN.m)
Oil (liquid paraffin)	843 ± 1	0.025 ± 0.0002	46 ± 0.01

<sup>a</sup> Haake RheoStress1 cylinder 234 DIN.

<sup>b</sup> Electronic surface tension scale KSV SIGMA 70.

doped with NaCl and an oil (liquid paraffin), the properties of the oil being presented in Table 1. The fluids were pumped separately into the test section. The pilot rig works in a closed loop, thus, after passing through the system the oil/water mixture was sent to the separation tank and after that the oil and water phases were transported to their respective injection tanks to be inserted back into the test section. Pressure drop, flow rate and temperature information were acquired automatically through LabVIEW Software version 8.6.

For the better visual observation of the stabilized flow pattern, an acrylic box, crossed by the tube, was filled with water so that the flow could be photographed with a Samsung 16Mp camera, for phases distribution visualization without distortion.

Radial concentration profiles of the oil in the pipe cross-section were obtained by sampling the mixture at eleven points across the vertical pipe cross-section diameter using a sampling probe constructed for this system (probe 13 in Fig. 1). Determination of oil concentrations in each sample was done by pycnometry. The density of the mixture was determined and from that information, the oil concentration in the sample could be extracted.

## 3. Electric impedance tomography system (EIT)

The Electrical Impedance Tomography system was locally developed and more details about the system can be found in Faia et al. (2012). In EIT, either a solution of the forward problem is obtained calculating the electrical potentials in the boundary using an initial estimate and adequate boundary conditions, or, more frequently, based on the electrical signals measured in the boundary, the distribution of the conductivity/resistivity is calculated using an adequate mathematical inversion procedure, as for instance the Gauss-Newton method (Holder, 2005).

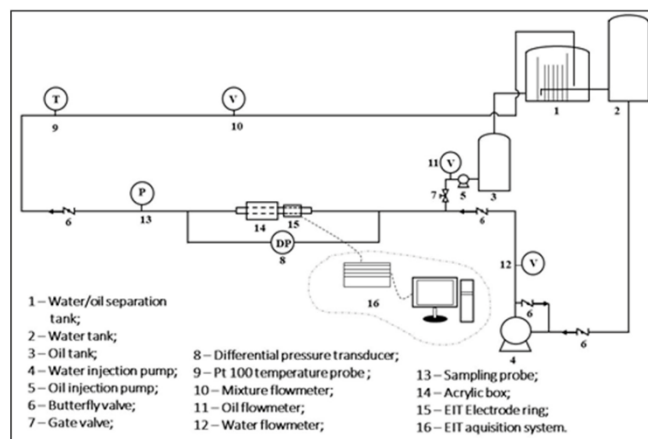


Fig. 1. Schematic diagram of the experimental setup.

In this work, the EIT system was used to obtain the radial conductivity profile in the cross-section during the flow of the oil/water mixture, through standard measurements of the electrical signals (voltage differences) measured on the boundary.

The Electrodes ring consisted of 32 titanium electrodes, 5 mm in diameter, circumferentially and equally spaced mounted in the acrylic tube. The electrodes' ring was situated in the test section at a distance corresponding to  $L/D = 45$  from the water entrance, to guarantee that the flow in that region was stable. Both size and distance between electrodes were previously optimized (Faia et al. (2012)). Tests were done with an excitation frequency of 60 kHz, with 2 V peak-to-peak amplitude, and acquiring 1000 frames per second. The adjacent injection and measuring protocols were used, as shown in Fig. 2 (Malmivuo and Plonsey, 1995). For the reconstruction of the images, the open software, EIDORS, was used off-line (Versteeg and Malalasekera, 2007). Reconstructed EIT images were obtained for each set of concentrations and flow rates.

As referred, the EIT apparatus was employed to obtain radial conductivity distributions which had to be normalized afterward. The normalization was done using the reference measurements for water without oil but doped with NaCl, according to Equation (1) (Silva et al., 2016):

$$\eta = \frac{\sigma_m - \sigma_0}{\sigma_0} \quad (1)$$

where  $\eta$  is the normalized conductivity,  $\sigma_0$  is the reference electrical conductivity ( $1000 \mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$  NaCl solution without oil) and  $\sigma_m$  is the mixture electrical conductivity. The water, used in the tests presented here, was always doped with NaCl to set water conductivity at about  $1000 \mu\text{S}\cdot\text{cm}^{-1}$ , in order to get a better contrast between the water and oil phases in the EIT images. The oil was injected in the system only after stabilization of the water flow.

#### 4. Mathematical formulation of the simulation model

Simulations of incompressible two phase flows with interface tension can be made by the volume of fluid method, level set method, front tracing method and the phase field method (Olsson et al., 2007; Sun and Beckermann, 2007). In the case of the level set method, the interface is represented by the zero contour of an assigned distance function, the level set function (Olsson and Kreiss, 2005; Osher and Fedkiw, 2003; Sethian, 1996), where the curvature and the topology of the interface, defined as an isosurface of the level set function, is calculated analytically. Other features of this method are the use of the fixed Eulerian mesh and the ease of its coding.

The numerical results presented in this work were obtained using the level set method built into COMSOL Multiphysics software version 4.4. Therefore, the interface between the fluids is tracked using an auxiliary function. The differences in the densities and viscosities are accounted in this method, including also the effects of surface tension and gravity (COMSOL Multiphysics, 2013). Experimental and simulation work was carried out in turbulent and isothermal flow ( $25^\circ\text{C}$ ). Simulations were made in 2D and 3D and some hypotheses were considered: transient and incompressible flow, no mass transfer, Newtonian fluids and gravitational force acting on the flows. The performed simulations corresponded to two superficial water velocities  $0.30 \text{ m s}^{-1}$  and  $0.45 \text{ m s}^{-1}$ , in conjunction with five superficial oil velocities  $0.17$ ,  $0.35$ ,  $0.72$ ,  $1.00$  and  $1.27 \text{ m s}^{-1}$ .

##### 4.1. Level set method

Considering an arbitrary domain  $\Omega$  divided into subdomains  $\Omega_2$  and  $\Omega_1$ , where  $\Omega_2 = \Omega/\Omega_1$ , the boundary between the subdomains is  $\Gamma$  (definition of the interface). In the level set formulation, the interface is represented as the zero level set of  $\phi$  (regularized characteristic function), where the boundary is defined as (Olsson and Kreiss, 2005; Osher and Fedkiw, 2003; Sethian, 1996; Vese and Chan, 2002):

$$\Gamma = \{x \in \Omega \mid \phi(x, t) = 0\} \quad (2)$$

The regularized characteristic function,  $\phi$ , goes from zero to one across the interface  $\Gamma$ . The level set function  $\phi(x, t)$  is defined as an assigned distance function to the interface, by (Osher and Fedkiw, 2003):

$$\phi(x, t) = \begin{cases} +d(x, t) & x \in \Omega^- \\ 0 & x \in \Gamma \\ -d(x, t) & x \in \Omega^+ \end{cases} \quad (3)$$

where

$$d(x) = \min_{x_i \in \Gamma} (|x - x_i|) \quad (4)$$

$x_i$  is a position in the interface and the evolution of  $\phi$  for a velocity field  $u(x, t)$  is governed by:

$$\frac{\partial \phi}{\partial t} + \vec{u} \cdot \nabla \phi = 0 \quad (5)$$

If the conservative level set function is used, the level set function,  $\phi$ , is represented by a smeared Heaviside function, Equation (6) (Osher and Fedkiw, 2003):

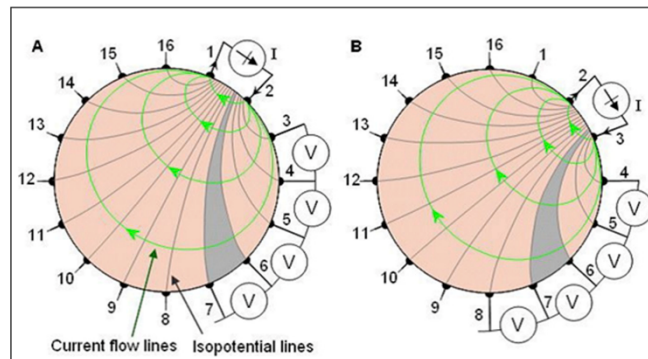


Fig. 2. Adjacent method of data collection. A – injection electrodes 1 and 2; B – injection electrodes 2 and 3 (Malmivuo and Plonsey, 1995).



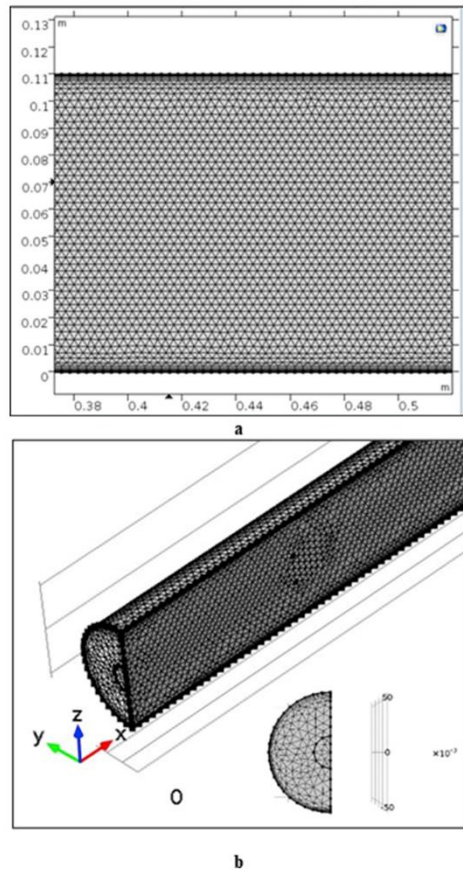


Fig. 3. Two-dimensional unstructured mesh used in the simulations: a – 2D geometry and b – 3D axisymmetric geometry.

$$\varnothing = \begin{cases} 0, & \varnothing_{oil} < -\varepsilon_T \\ \frac{1}{2} + \frac{\varnothing_{oil}}{2\varepsilon_T} + \frac{1}{2\pi} \sin\left(\frac{\pi\varnothing_{oil}}{\varepsilon_T}\right), & -\varepsilon_T \leq \varnothing_{oil} \leq \varepsilon_T \\ 1, & \varnothing_{oil} > \varepsilon_T \end{cases} \quad (6)$$

where

$$|\varnothing_{oil}(x)| = d(x) = \min_{x_T \in \Gamma} \quad (7)$$

and  $\varepsilon_T$  is the interface thickness.

The conservative level set function goes smoothly from 0 to 1, where 0 is the oil phase and 1 is the water phase. In the level set method, the interface is tracked using Equation (8) and the interface localization is defined by the 0.5 isocontours of  $\varnothing$  (Osher and Fedkiw, 2003):

$$\frac{\partial \varnothing}{\partial t} + \vec{u} \cdot \nabla \varnothing = \gamma \nabla \cdot \left( \varepsilon_T \nabla \varnothing - \varnothing(1 - \varnothing) \frac{\nabla \varnothing}{|\nabla \varnothing|} \right) \quad (8)$$

where  $\varnothing$  is the auxiliary function, the level set function defined previously,  $\gamma$  is a reinitialization parameter and  $\varepsilon_T$  is defined as  $h_{max}/2$  where  $h_{max}$  is the maximum element size in the interface.

The physical interfaces are finally obtained solving the Navier-Stokes equation for momentum conservation, Equation (9), and the continuity equation for mass conservation, Equation (10), in the whole domain (COMSOL Multiphysics, 2013):

$$\rho \left( \frac{\partial \vec{u}}{\partial t} + (\vec{u} \cdot \nabla) \vec{u} \right) = -\nabla p + \nabla \cdot (\mu((\nabla \vec{u} + (\nabla \vec{u})^T))) + \rho g + \sigma k \delta n + F \quad (9)$$

$$\nabla \cdot \vec{u} = 0 \quad (10)$$

where  $g$  is the gravitational acceleration,  $\sigma$  is the interfacial tension,  $k$  is the curvature of the interface,  $n$  is the unit normal to the interface and  $\delta$  is a Dirac delta function located at the interface.

In this method, the density and viscosity of each region in the pipe cross-section are a function of the level set function, and they are defined as:

$$\rho = \rho_1 + (\rho_2 - \rho_1)\varnothing \quad (11)$$

$$\mu = \mu_1 + (\mu_2 - \mu_1)\varnothing \quad (12)$$

where  $\rho_1$  and  $\rho_2$  are the density of fluid 1 and 2, respectively, and  $\mu_1$  and  $\mu_2$  are the viscosity of fluid 1 and 2, respectively. In this method, fluid 1, the oil phase, corresponds to the domain where  $\varnothing < 0.5$ , and fluid 2, the water phase, corresponds to the domain where  $\varnothing > 0.5$ .

#### 4.2. Turbulence equations

In this study, the k- $\varepsilon$  turbulent model was used to describe turbulence. So, in the k- $\varepsilon$  model, transport equations for  $k$  (turbulent kinetic energy) and  $\varepsilon$  (dissipation rate) were solved. Turbulent viscosity was obtained from Equation (13) (COMSOL Multiphysics, 2013; Wilcox, 2006):

$$\mu_T = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (13)$$

where  $C_\mu$  is a model constant.

The transport equation for  $k$  can be written as:

$$\rho \frac{\partial k}{\partial t} + \rho \vec{u} \cdot \nabla k = \nabla \cdot \left( \left( \mu + \frac{\mu_T}{\sigma_k} \right) \nabla k \right) + P_k - \rho \varepsilon \quad (14)$$

where the production term is  $P_k$ , given by:

$$P_k = \mu_T \left( \nabla \vec{u} : (\nabla \vec{u} + (\nabla \vec{u})^T) - \frac{2}{3} (\nabla \cdot \vec{u})^2 \right) - \frac{2}{3} \rho k \nabla \cdot \vec{u} \quad (15)$$

The transport equations for  $\varepsilon$  can be written as:

$$\rho \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \rho \vec{u} \cdot \nabla \varepsilon = \nabla \cdot \left( \left( \mu + \frac{\mu_T}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right) + C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{k} P_k - C_{\varepsilon 2} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} \quad (16)$$

The values of the constants in Equations (13), (14) and (16) ( $C_{\mu} = 0.09$ ,  $C_{\varepsilon 1} = 1.44$ ,  $C_{\varepsilon 2} = 1.92$ ,  $\sigma_k = 1.00$  and  $\sigma_\varepsilon = 1.30$ ) were taken as the standard values for homogeneous systems (COMSOL Multiphysics, 2013; Wilcox, 2006).

The turbulence length scale,  $L_T$  and the turbulence intensity,  $I_T$ , were obtained using Equations (17) and (18), respectively (COMSOL Multiphysics, 2013):

$$k = \frac{3}{2} (u I_T)^2 \quad (17)$$

$$\varepsilon = \frac{3}{2} C_\mu^{\frac{3}{4}} \frac{k^{\frac{3}{2}}}{L_T} \quad (18)$$

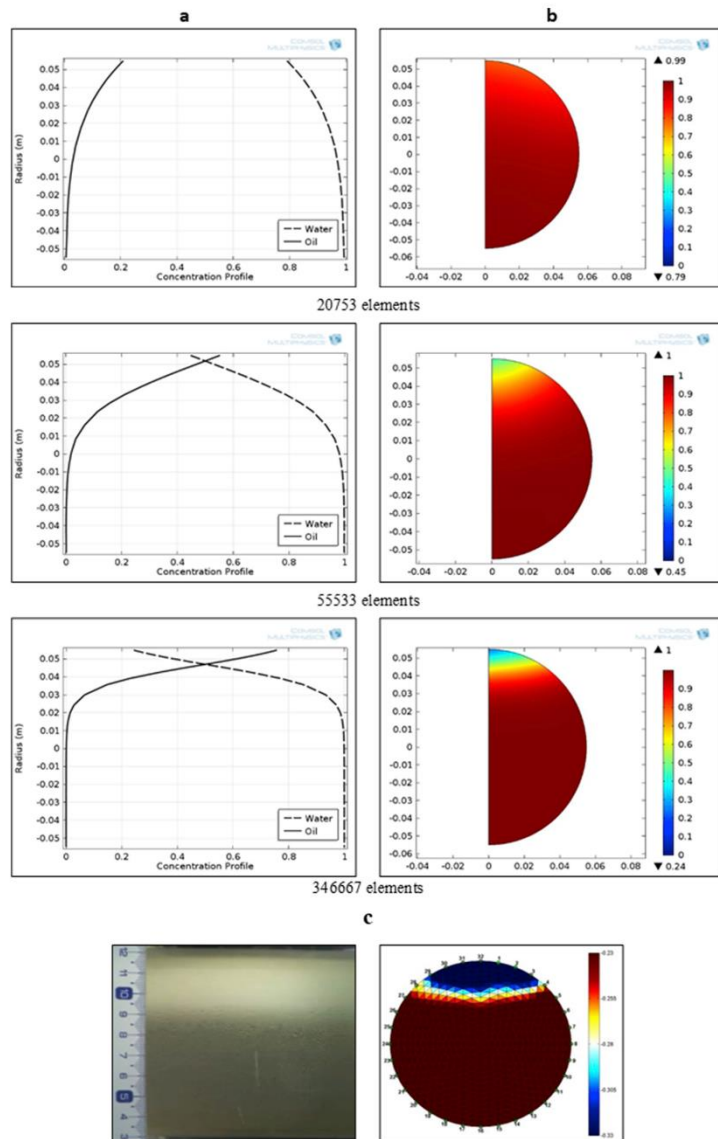


Fig. 4. Volumetric concentration profiles simulated in 3D geometry for the stratified oil/water flow using a different total number of elements in the mesh: a) and b). c) Photographic image and EIT profile of the phase distributions in the pipe cross-section. Superficial water velocity  $0.30 \text{ m.s}^{-1}$  and superficial oil velocity  $0.17 \text{ m.s}^{-1}$ .

4.3. Boundary conditions

The no-slip condition was applied at the wall boundary, where the velocity near the wall is considered zero. At the inlet, the fluids were inserted perpendicularly to the pipe cross-section, into the test section.

The oil was inserted in the center of the pipe, while water was considered to enter the pipe near the wall. The values of the superficial oil and water velocities were the experimental ones. For the outlet boundary condition, a gauge pressure of zero was implemented.

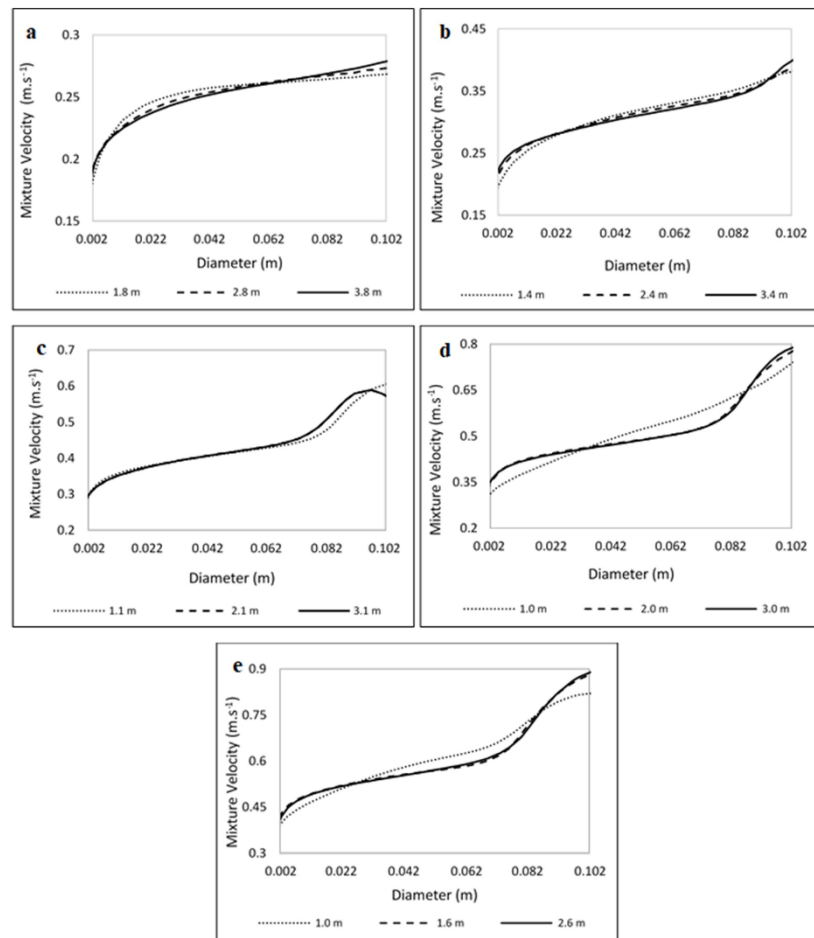


Fig. 5. Mixture velocity profiles. Flows with superficial water velocity of the  $0.30 \text{ m s}^{-1}$  and superficial oil velocity of: a –  $0.17$ ; b –  $0.35$ ; c –  $0.72$ ; d –  $0.100$  and e –  $1.27 \text{ m s}^{-1}$ .

#### 4.4. Finite elements mesh

The geometries of the pipe used in this simulations made in 2D and 3D axisymmetric (Fig. 3) corresponded to an internal diameter of  $0.11$  and  $6$  m long. Geometries and meshes were implemented using the COMSOL Multiphysics<sup>®</sup> program. Definition of the best finite elements mesh was done by refining successively the mesh till the variation on calculated pressure drop, which was the control parameter, was very small (less than  $2.4\%$  for the 2D geometry), except in the case of the 3D geometry, for which higher deviations had to be accepted due to computational limitations. The number of elements of the final mesh was  $90892$  in 2D geometry (Figs. 3a) and  $346667$  in 3D geometry (Fig. 3b).

## 5. Results and discussion

Here both simulated and experimental results will be presented and discussed. Regarding the simulations, we will first discuss the results from the 3D simulations and then, from the 2D simulations. Results of velocity and concentration profiles will be presented and also the pressure drop calculation results. At the experimental level, only results of pressure drop and oil concentration distribution in the pipe cross-section will be presented and compared with the simulated results.

### 5.1. 3D simulations

The 3D axisymmetric simulations for the superficial water velocity of  $0.30 \text{ m s}^{-1}$  and oil velocity of  $0.17 \text{ m s}^{-1}$  were carried out initially, using a mesh with  $20753$  elements. The time required for this

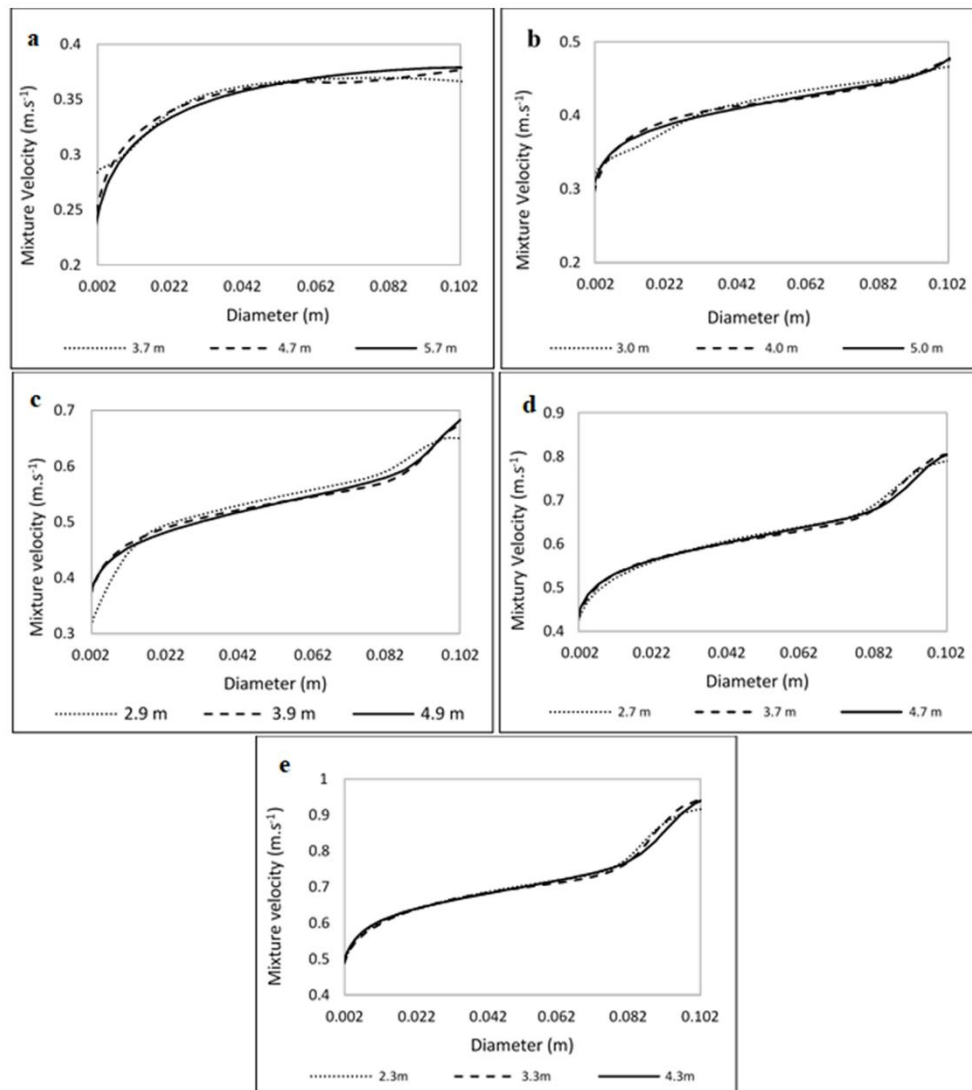


Fig. 6. Mixture velocity profiles. Flows with superficial water velocity of the  $0.45 \text{ m s}^{-1}$  and superficial oil velocity of: a –  $0.17$ ; b –  $0.35$ ; c –  $0.72$ ; d –  $0.100$  and e –  $1.27 \text{ m s}^{-1}$ .

simulation was approximately 32 h, but the results of the pressure drop and volumetric concentration distribution along the vertical pipe cross-section diameter and the phases thickness were quite different from those obtained experimentally. Then, a new simulation was performed with 55533 elements. In this case, the computational effort was very high and required more than four days, even when reducing the length of the pipe simulated. Because the pressure drop value obtained did not

prove to be already mesh independent, a third simulation was performed with a more refined mesh, 346667 elements, which required again more than four days of computational effort to simulate an even shorter length of pipe.

Fig. 4, column a, shows the simulated volumetric concentration profiles, along the vertical diameter of the pipe cross-section, for the two fluids. Fig. 4, column b, illustrates the simulated water

**Table 2**  
Calculated stabilization distance (stabilized mixture velocity profile).

Superficial Oil Velocity ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	Superficial Water Velocity ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	
	0.30	0.45
Stabilization Distance (m)		
0.17	2.9	4.7
0.35	2.2	4.2
0.72	2.1	3.8
1.00	2.0	3.3
1.27	1.6	3.4

concentration profile in the pipe cross-section through a color diagram, the red color represents the water phase, the blue color represents the oil phase, while the other colors in between represent the volumetric concentration variation in the mixture oil/water. The volumetric concentration profiles presented in Fig. 4 were obtained for a section located at 1 m from the entrance, for all the cases tested (due to computational restrictions for the more refined mesh which limited the simulations to 1.3 m of the pipe). The crossing of the volumetric oil concentration curves with the volumetric water concentration curves in the simulated profiles (left column) indicate the position of the interface along the vertical diameter and, consequently, the presence of two phases in the system. Thus, in the simulation with lower refinement (see Figs. 4–20753 elements), it is noted that the formation of two phases was not predicted. At the top of the cross section, where the oil phase region should be positioned, a high water concentration can be perceived in this case, through the low red color variation. The refinement of the mesh led to better predictions of the formation of the oil phase, and the finer mesh (see Figs. 4–346667 elements) presented lower concentration of water in the oil phase in the upper part of the cross-section, in line with what was observed experimentally through imaging and EIT (Fig. 4c). The values of the pressure drop obtained for these simulations were  $95 \text{ Pa}\cdot\text{m}^{-1}$  (20753 elements),  $35 \text{ Pa}\cdot\text{m}^{-1}$  (55533 elements) and  $24 \text{ Pa}\cdot\text{m}^{-1}$  (346667 elements), which represents a large deviation from the experimental value ( $16.7 \text{ Pa}\cdot\text{m}^{-1}$ –1399). Eventually, further refinement of the mesh will still be necessary to better predict the experimental value which will require a too high computational effort.

### 5.2. 2D simulations

Considering the very high computational effort required for the 3D simulations, it was decided to evaluate the possibility of performing the simulations using a 2D geometry. This is in-line with previous strategies recently represented in literature.

Desamala et al. (2016) have performed 2D simulations to investigate all different flow patterns (except the fully dispersed regime) for moderately viscous oil-water flow through a horizontal pipeline using the volume of fluid (VOF) model implemented in the CFD

package of ANSYS FLUENT™. They have noticed good agreement with experimental results. Xu et al. (2016) used a 2D numerical model to simulate the water displacement by flowing oil in a pipe. The experiments and the simulations were conducted in a pipe with an internal diameter of 0.05 m. They used a Eulerian-Eulerian approach implemented in FLUENT and the VOF model. The simulated and experimental flow patterns showed good similarity. Shi et al. (2017) used in their study a 3D geometry for oil/water flow in a horizontal pipe with an internal diameter of 0.026 m, using the VOF model implemented in ANSYS FLUENT, but that required 1.2 million elements for the simulation and they did not address the stratified flow regime which requires solving additional equations.

#### 5.2.1. Velocity profiles

In Figs. 5 and 6, we can see the mixture velocity profiles obtained through 2D simulations for the flows tested. Analysing these plots, it is possible to observe, for both superficial water velocities, that an increase in the superficial oil velocity causes modifications of the mixture velocity profiles. When the superficial oil velocity increases the velocity profile in the rich oil region (upper region of the pipe cross-section) becomes more parabolic. Also, when superficial oil velocity increases the blend area in the interface region increases as well. In fact, the increase of the superficial oil velocity provides more turbulence at the interface and more mixing between the phases. In the case of the higher superficial water velocity, Fig. 6, the mixing area became even more pronounced.

In Figs. 5 and 6, velocity profiles for different distances from the entrance are also plotted. It is evident that the velocity profile needs certain inlet entrance to stabilize. For the cases where superficial water velocity is higher, the system required a longer distance from the inlet to stabilize (between 1.6 and 4.7 m see Table 2). It can also be observed from the velocity profiles that due to the fluid injection positions, which mimic what was used experimentally, the simulated velocity profiles are influenced by that. However, since experimental data on flow velocity distributions were not collected, as the objective of this work was to compare experimental and simulated data of pressure drop, phase thickness and volumetric concentration along the vertical diameter, it is not possible, in this work to validate experimentally the profiles obtained.

#### 5.2.2. Pressure drop

Pressure drop could be obtained experimentally,  $P_{\text{exp}}$ , and from the 2D simulation,  $P_{\text{sim}}$ . Table 3 shows the experimental and simulated pressure drop values. In the experimental system it can be observed an increase of pressure drop with mixture velocity increase, as expected. Also, for both superficial water velocities  $0.30 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  and  $0.45 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , pressure drop increases when superficial oil velocity increases. The relative deviation, Equation (19), between experimental and simulated pressure drop values was always quite low, less than 10%.

**Table 3**  
Experimental and simulated pressure drop.  $U_{\text{sw}}$  – superficial water velocity;  $U_{\text{so}}$  – superficial oil velocity and  $U_{\text{m}}$  – mixture velocity.

$U_{\text{sw}}$ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	$U_{\text{so}}$ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	$U_{\text{m}}$ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	$\Delta P_{\text{exp}}$ ( $\text{Pa}\cdot\text{m}^{-1}$ )	$\Delta P_{\text{s}}$ ( $\text{Pa}\cdot\text{m}^{-1}$ )	Error  %
$0.30 \pm 0.007$	$0.17 \pm 0.003$	0.31	$16.7 \pm 0.10$	16.3	2.4
	$0.35 \pm 0.004$	0.33	$17.6 \pm 0.11$	18.8	6.8
	$0.72 \pm 0.012$	0.36	$20.6 \pm 0.10$	22.8	9.7
	$1.00 \pm 0.030$	0.38	$25.4 \pm 0.09$	25.6	0.8
	$1.27 \pm 0.032$	0.40	$26.9 \pm 0.12$	27.0	0.4
$0.45 \pm 0.012$	$0.17 \pm 0.003$	0.46	$34.0 \pm 0.08$	32.1	5.6
	$0.35 \pm 0.004$	0.48	$34.7 \pm 0.07$	35.7	2.9
	$0.72 \pm 0.012$	0.50	$36.5 \pm 0.06$	35.2	3.6
	$1.00 \pm 0.030$	0.52	$45.6 \pm 0.11$	43.9	3.7
	$1.27 \pm 0.032$	0.54	$47.0 \pm 0.10$	49.3	4.9

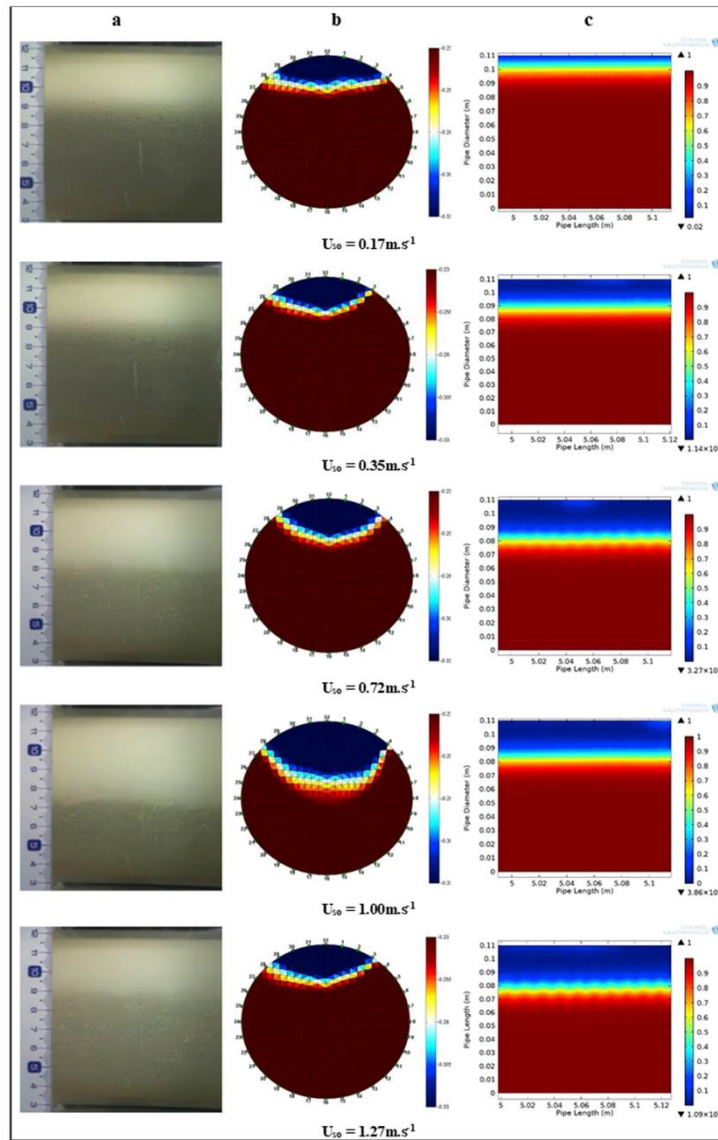


Fig. 7. Images of the two fluids distribution inside the pipe. Superficial water velocity  $0.30 \text{ m s}^{-1}$ . Columns – a) photograph of the test section; b) reconstructed EIT images and c) images simulated by COMSOL Multiphysics.

$$Error(\%) = \frac{|\Delta P_{sim} - \Delta P_{exp}|}{\Delta P_{sim}} 100 \quad (19)$$

### 5.2.3. Local volume fractions

In this section, we will discuss the influence on the local volume fractions resulting from the flow of the two immiscible fluids, in the different flow conditions tested. Both simulated and experimental results will be discussed.

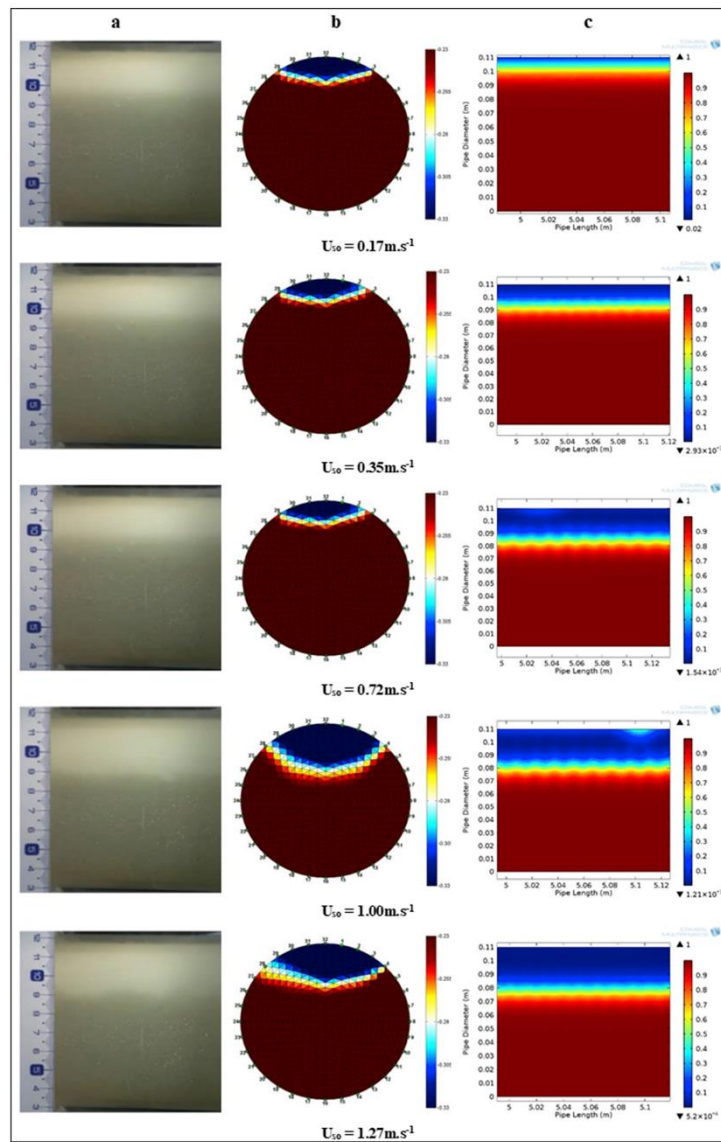


Fig. 8. Images of the two fluids distribution inside the pipe. Superficial water velocity  $0.45 \text{ m s}^{-1}$ . Columns – a) photograph of the test section; b) reconstructed EIT images and c) images simulated by COMSOL Multiphysics.

The different patterns detected result from the interfacial interaction between the oil and water phases. Fig. 7 and Fig. 8 a) present snapshots of the oil distributions in the pipe test-section, column b) the EIT images and column c) the simulated images obtained using COMSOL Multiphysics. Increased superficial oil velocities, for the same

superficial water velocity, provide increased oil phase thickness until the superficial oil velocity  $1.00 \text{ m s}^{-1}$ . However, at the highest superficial oil velocity,  $1.27 \text{ m s}^{-1}$ , the pure oil phase thickness decreased. In fact, when the velocity of the oil increases the mixture velocity also increases, for the same superficial water velocity, and, eventually, this

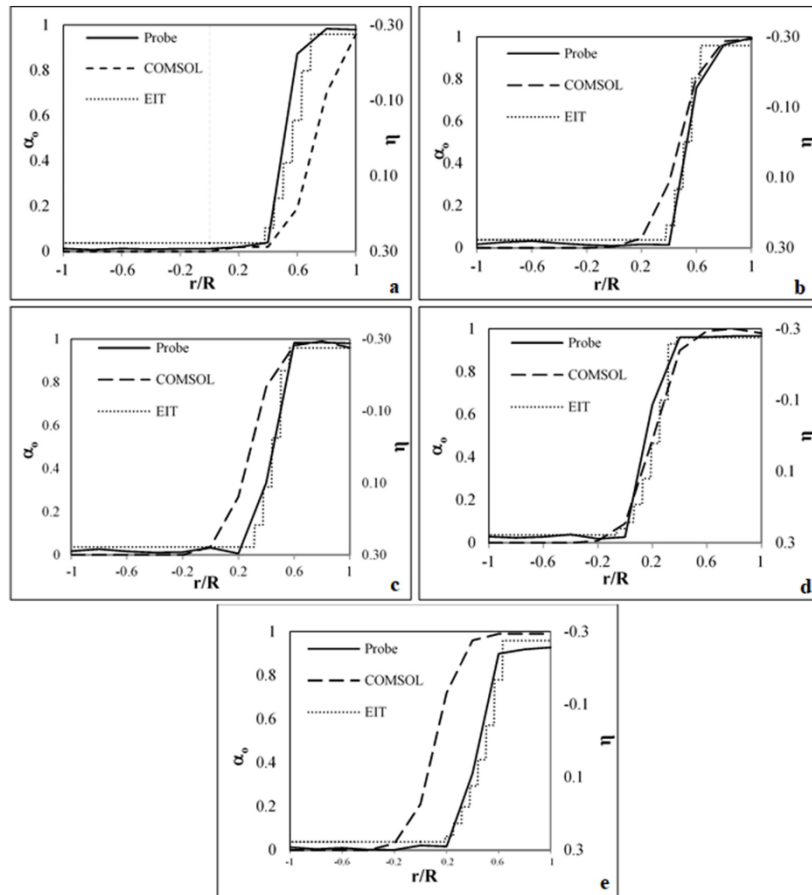


Fig. 9. 1D concentration and normalized conductivity profiles. Superficial water velocity  $0.30 \text{ m s}^{-1}$ . Superficial oil velocity: a –  $0.17 \text{ m s}^{-1}$ ; b –  $0.35 \text{ m s}^{-1}$ ; c –  $0.72 \text{ m s}^{-1}$ ; d –  $1.00 \text{ m s}^{-1}$  and e –  $1.27 \text{ m s}^{-1}$ .

results in a high increase of the system turbulence. Thus, in this situation, the fluids are mixed more intensely at the interface, and so the area of blending is expanded. This can lead to a decrease of the pure oil region while the region where the mixture of oil and water coexist increases, as is apparent in the last row of both Figs. 7 and 8. This phenomenon occurred for the two superficial water velocities tested, always for the highest superficial oil velocity ( $1.27 \text{ m s}^{-1}$ ). Furthermore, for the highest superficial water velocity waves are formed at the interface as superficial oil velocity increases, starting to appear for superficial oil velocities as low as  $0.72 \text{ m s}^{-1}$  as can be observed in Fig. 8. This phenomenon is quite obvious both in the snapshots images and in the simulations.

2D EIT images were produced (column b in Figs. 7 and 8) representing a cross-section of the pipe in the region of the ring of the electrodes. A color system was used for the representation of the conductivity differences. So, the red color corresponds to the water phase, higher conductivity, while the blue color corresponds to the oil phase

(lower conductivity). Color variations between red and blue correspond to the mixture of the two fluids. Comparing the photographs, with the EIT images and the simulations, it is obvious the good agreement between the three approaches. The EIT images capture, as well, the dynamics of the system, being sensitive to the changes in the superficial oil velocity, in agreement with what was visually observed and with the simulations, as described above. As referred previously, for the oil velocity of  $1.27 \text{ m/s}$  and for the two water surface velocities there is a clear increase in the mixing layers, quite apparent in the photographs, which are more difficult to detect through EIT. Thus, in the EIT images it seems that for these two situations the oil layer is decreasing, reversing the trend observed when oil velocity varied from  $0.17$  to  $1.00 \text{ m/s}$ , due to the difficulty in detecting through EIT the mixture of oil and water, even if when the EIT images are analysed carefully, an amplification in color variation in the interfacial region is noticed. In the simulations the oil layer keeps increasing as oil velocity increases but it is also apparent that for the highest oil and mixture velocities the



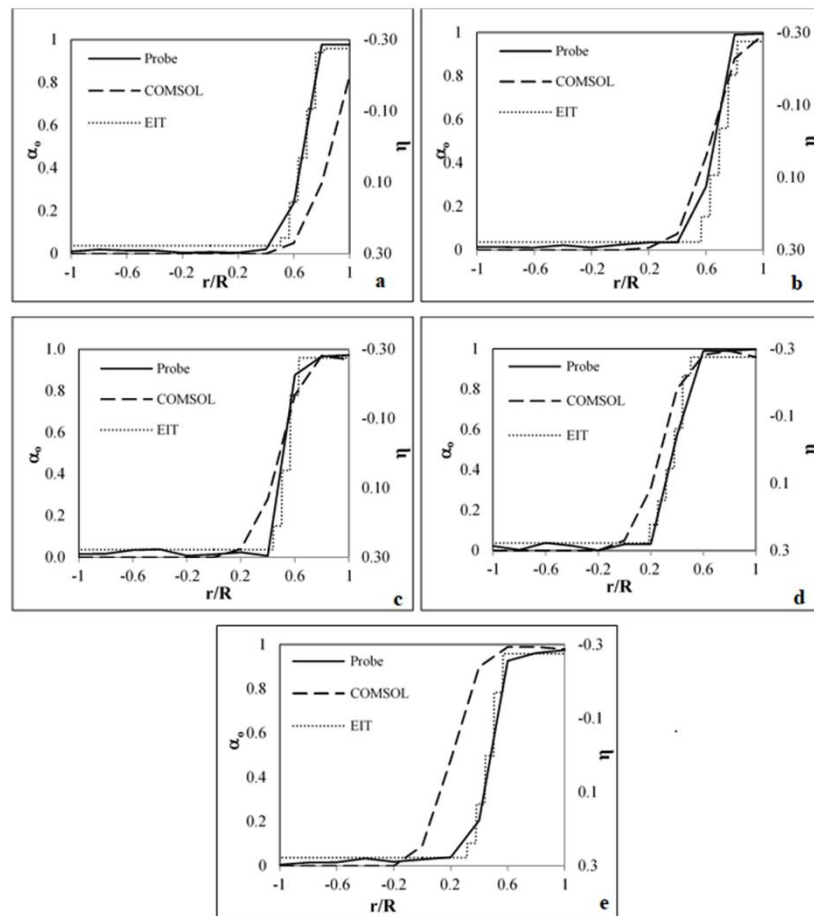


Fig. 10. 1D concentration and normalized conductivity profiles. Superficial water velocity  $0.45 \text{ m s}^{-1}$ . Superficial oil velocity: a –  $0.17 \text{ m s}^{-1}$ ; b –  $0.35 \text{ m s}^{-1}$ ; c –  $0.72 \text{ m s}^{-1}$ ; d –  $1.00 \text{ m s}^{-1}$  and e –  $1.27 \text{ m s}^{-1}$ .

interface becomes more wavy and thick.

The good agreement between experimental and simulated phase distributions results in the pipe cross-section during the mixture flow, reproducing the modifications observed in the oil/water distribution when flow superficial velocities change, agree well with the good fit shown previously between experimental and simulated pressure drop (Table 3), for the conditions tested.

The 1D profiles for the oil distribution in the vertical diameter of the pipe cross-section were also calculated and are presented in Fig. 9 and Fig. 10. In these plots, the experimental oil volumetric concentrations were obtained using a probe to take samples of the blends at different radial points in the vertical diameter, as described previously. So, eleven samples were collected at equidistant points along the radius in the vertical diameter. Regarding the EIT profiles what is presented is the radial variation of the normalized conductivity ( $\eta$ ) in the vertical diameter (right axis of the graph), which is correlated to the variation of

the volumetric oil concentration ( $\alpha_o$ ). In the graphs, the maximum positive value of the normalized conductivity corresponds to pure water, while the minimum negative value ( $-0.28$ ), corresponds to pure oil. Additionally, the simulated 1D volumetric concentration profiles in the stabilized region of the test section are also presented. Figs. 9 and 10 show always a very good qualitative agreement between the trends of the EIT profiles and the concentration profiles obtained experimentally using the sampling probe. Regarding the simulated profiles, corresponding to a section in the already stabilized zone of the pipe geometry, significant differences are detected when comparing simulated and experimental profiles for the highest superficial oil velocity, for both superficial water velocities. As the superficial oil velocity increases the oil concentration becomes higher in the bottom of the cross-section (negative values of  $r/R$ ) as expected, as also shown by lower conductivity values in those regions under these conditions (compare Fig. 9-a and Fig. 10-a). However, this increase is overpredicted in the

simulated profiles, for the highest superficial oil velocity, extending to high  $r$  values in the bottom of the pipe ( $r/R = -0.2$ ), Fig. 9-e and Fig. 10-e. This may be attributed to an under-prediction of turbulence in the interface region for this highest superficial oil velocity, which does not account for the higher water entrainment by the oil phase and increased mixing between the two phases. In fact, for these conditions, both the conductivity and the experimental concentration profiles show an entrainment of water into the upper region of the pipe, which leads to a decrease of oil concentration in the upper part of the pipe as a result of turbulence in the interface, something the model is not able to predict. Except for this highest superficial oil velocity, a good fit was obtained between the experimental and simulated results, regarding the local volume fractions, for both superficial water velocities.

The flow patterns obtained in this study for the biphasic oil/water flows are in agreement with the results presented in the literature (Morgan et al., 2013; Al-Wahaibi et al., 2012; Mandal et al., 2007; Trallero et al., 1997). Also, the wavy nature of the interface observed here for the higher oil velocities has been detected previously by Castro et al. (2012) and Rodriguez and Castro (2014). Comparing to Desamala et al. (2016) the phase distribution profiles reported here correspond to a better fit to the experimental data. Also, the oil/water interface is better identified when the level set model is used.

Comparing the results, local volume fractions and pressure drop values, obtained with 2D and 3D simulations, it is obvious that for the system considered, the 2D simulations, even if constituting an approximation, supply adequate description of the process parameters variation with flow conditions (phase concentration distribution and pressure drop), without excessive computational effort. One of the possible reasons for this output can be related to the low wall effect on the geometry of the interface, as was also predicted by the 3D simulations (Fig. 4) and observed experimentally during the tests.

## 6. Conclusions

In this work, we have investigated the flow patterns of oil/water stratified flow in a horizontal pipe. For that, an experimental and simulated study was conducted. In the first case, three techniques of flow characterization, describing phases distribution in the pipe cross-section were used: electrical impedance tomography, sample collection inside the pipe and photographic images of the flow. The simulations were performed with the CFD package COMSOL Multiphysics v4.4. The following conclusions can be withdrawn from this study.

- The level set model in conjunction with RANS and the  $k-\epsilon$  turbulence model used in 2D can predict reasonably well the phases distributions for the stratified oil/water flow patterns. Quantitatively, experimental and simulated pressure drop values presented maximum deviations of 9.7%, confirming that the model presented can describe well this type of two/phase flow.
- Referring to the 1D oil concentration profiles along the vertical diameter of the cross-section, EIT conductivity profiles follow the trends obtained using the sampling probe. As for the comparison with the simulated results, larger deviations were found for the highest oil velocity, for both superficial water velocities, which may be attributed to an under-prediction of turbulence in the interface region for the largest superficial oil velocity, which does not take in to account the stronger mixing of water and oil phases, leading to larger oil concentrations in the lower region of the pipe cross-section.
- Reconstructed images by EIT, using the adjacent protocol, agreed well with the photographic images acquired in the flow rig. Also, these images confirmed the trends obtained through the sampling method as well as the images obtained from simulations, regarding the oil distribution in the pipe cross-section, except for the highest oil velocity.

Studies of oil/water flow in the stratified regime, involving a third entrained solid phase (sand), will be conducted in the future, expanding the modelling strategy presented here.

## Acknowledgments

This work was conducted during a scholarship supported by the International Cooperation Program CAPES/COFECUB at the University of Coimbra, financed by CAPES – Brazilian Federal Agency for Support and Evaluation of Graduate Education within the Ministry of Education, Brazil (BEX; 9270/13-2). We acknowledge as well the financial support of the Portuguese Foundation for Science and Technology (PEST – UI102 – 2013).

## Appendix A. Supplementary data

Supplementary data to this article can be found online at <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2018.12.002>.

## References

- Al-Wahaibi, T., Yusuf, N., Al-Wahaibi, Y., Al-Ajmi, A., 2012. Experimental study on the transition between stratified and non-stratified horizontal oil-water flow. *Int. J. Multiphas. Flow* 38, 126–135. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2011.08.007>.
- Burlutskiy, E., Turangan, C.K., 2015. A computational fluid dynamics study on oil-in-water dispersion in vertical pipe flows. *Chem. Eng. Res. Des.* 93, 48–54. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2014.05.020>.
- Cao, Z., Wu, Z., Sandén, B., 2018. Dimensionless analysis on liquid-liquid flow patterns and scaling law on slug hydrodynamics in cross-junction microchannels. *Chem. Eng. J.* 344, 604–615. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2018.03.119>.
- Castro, M.S., Pereira, C.C., dos Santos, J.N., Rodriguez, O.M.H., 2012. Geometrical and kinematic properties of interfacial waves in stratified oil-water flow in inclined pipe. *Exp. Therm. Fluid Sci.* 37, 171–178. <https://doi.org/10.1016/j.expthermflusc.2011.11.003>.
- COMSOL Multiphysics, 2013. User Guide. Version 4.4.
- Desamala, A.B., Vijayan, V., Dasari, A., Dasmahapatra, A.K., Mandal, T.K., 2016. Prediction of oil-water flow patterns, radial distribution of volume fraction, pressure and velocity during separated flows in horizontal pipe. *J. Hydrodyn. Ser B* 28, 658–668. [https://doi.org/10.1016/S1001-6058\(16\)60670-4](https://doi.org/10.1016/S1001-6058(16)60670-4).
- Faia, P.M., Silva, R., Rasteiro, M.G., Garcia, F.A.P., Ferreira, A.R., Santos, M.J., Santos, J.B., Coimbra, A.P., 2012. Imaging Particulate Two-Phase Flow in Liquid Suspensions with Electric Impedance Tomography. *Part. Sci. Technol.* 30, 329–342. <https://doi.org/10.1080/02726351.2011.575444>.
- Faulkner, M., Hannan, S., Aristovich, K., Avery, J., Holder, D., 2018. Feasibility of imaging evoked activity throughout the rat brain using electrical impedance tomography. *Neuroimage* 178, 1–10. <https://doi.org/10.1016/j.neuroimage.2018.05.022>.
- Grootveld, C.J., 1996. Measuring & modeling of concentrated settling suspensions using electrical impedance tomography (Ph.D. thesis). Delft University of Technology, The Netherlands.
- Holder, D., 2005. Electrical impedance tomography methods, history, and applications. Institute of Physics Pub., Bristol: Philadelphia.
- Jia, J., Wang, M., Faraj, Y., Wang, Q., 2015. Online conductivity calibration methods for EIT gas/oil in water flow measurement. *Flow Meas. Instrum.* 46, 213–217. <https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2015.07.002>.
- Magnini, M., Ullmann, A., Brauner, N., Thome, J.R., 2018. Numerical study of water displacement from the elbow of an inclined oil pipeline. *J. Petrol. Sci. Eng.* 166, 1000–1017. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2018.03.067>.
- Malmivuo, J., Plonsey, R., 1995. Bioelectromagnetism: Principles and Applications of Bioelectric and Biomagnetic Fields. Oxford University Press.
- Mandal, T.K., Chakrabarti, D.P., Das, G., 2007. Oil Water Flow Through Different Diameter Pipes. *Chem. Eng. Res. Des.* 85, 1123–1128. <https://doi.org/10.1205/cherd06036>.
- Montague, J.A., Pinder, G.F., Gonyea, J.V., Hipko, S., Watts, R., 2018. Visualization and simulation of density driven convection in porous media using magnetic resonance imaging. *J. Contam. Hydrol.* 212, 78–84. <https://doi.org/10.1016/j.jconhyd.2017.07.005>.
- Morgan, R.G., Markides, C.N., Zadrzizil, I., Hewitt, G.F., 2013. Characteristics of horizontal liquid-liquid flows in a circular pipe using simultaneous high-speed laser-induced fluorescence and particle velocimetry. *Int. J. Multiphas. Flow* 49, 99–118. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2012.09.004>.
- Olsson, E., Kreiss, G., 2005. A conservative level set method for two phase flow. *J. Comput. Phys.* 210, 225–246. <https://doi.org/10.1016/j.jcp.2005.04.007>.
- Olsson, E., Kreiss, G., Zahedi, S., 2007. A conservative level set method for two phase flow II. *J. Comput. Phys.* 225, 785–807. <https://doi.org/10.1016/j.jcp.2006.12.027>.
- Osher, S., Fedkiw, R., 2003. Level Set Methods and Dynamic Implicit Surfaces. Applied Mathematical Sciences. Springer New York, New York, NY. <https://doi.org/10.1007/b98879>.
- Pastora, J.G., González-Fernández, C., Fallanza, M., Bringas, E., Ortiz, I., 2018. Flow

- patterns and mass transfer performance of miscible liquid-liquid flows in various microchannels: Numerical and experimental studies. *Chem. Eng. J.* 344, 487–497. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2018.03.110>.
- Poesio, P., 2008. Experimental determination of pressure drop and statistical properties of oil-water intermittent flow through horizontal pipe. *Exp. Therm. Fluid Sci.* 32, 1523–1529. <https://doi.org/10.1016/j.expthermfluidsci.2008.04.009>.
- Polansky, J., Wang, M., 2018. Vertical annular flow pattern characterisation using proper orthogonal decomposition of Electrical Impedance Tomography. *Flow Meas. Instrum.* <https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2018.05.001>.
- Powell, R.L., 2008. Experimental techniques for multiphase flows. *Phys. Fluids* 20, 040605. <https://doi.org/10.1063/1.2911023>.
- Rasteiro, M.G., Silva, R.C.C., Garcia, F.A.P., Faia, P.M., 2011. Electrical Tomography: a review of Configurations and Applications to Particulate Processes. *KONA Powder Part. J.* 29, 67–80. <https://doi.org/10.14356/kona.2011010>.
- Rodriguez, O.M.H., 2011. *Escoamento Multifásico*, 1th ed. ABCM - Associação Brasileira de Engenharia e Ciências Mecânica, Rio de Janeiro, Brasil.
- Rodriguez, O.M.H., Castro, M.S., 2014. Interfacial-tension-force model for the wavy-stratified liquid-liquid flow pattern transition. *Int. J. Multiphas. Flow* 58, 114–126. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2013.09.003>.
- Rosa, E.S., 2012. *Escoamento Multifásico Isotérmico: Modelos de Multifluidos e de Mistura*. In: Bookman, Porto Alegre, RS, Brasil, 1th ed. .
- Russell, T.W.F., Hodgson, G.W., Govier, G.W., 1959. Horizontal pipeline flow of mixtures of oil and water. *Can. J. Chem. Eng.* 37, 9–17. <https://doi.org/10.1002/cjce.5450370104>.
- Sethian, J.A., 1996. A fast marching level set method for monotonically advancing fronts. *Proc. Natl. Acad. Sci. U. S. A.* 93, 1591–1595.
- Shi, J., Gourma, M., Yeung, H., 2017. CFD simulation of horizontal oil-water flow with matched density and medium viscosity ratio in different flow regimes. *J. Petrol. Sci. Eng.* 151, 373–383. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2017.01.022>.
- Silva, R., 2015. Solid/liquid suspension flow in pipes: modelling and experimental investigation.
- Silva, R., Garcia, F.A.P., Faia, P.M., Krochak, P., Söderberg, D., Lundell, F., Rasteiro, M.G., 2016. Validating dilute settling suspensions numerical data through MRI, UVP and EIT measurements. *Flow Meas. Instrum.* 50, 35–48. <https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2016.06.003>.
- Sotgia, G., Tartarini, P., Stallo, E., 2008. Experimental analysis of flow regimes and pressure drop reduction in oil-water mixtures. *Int. J. Multiphas. Flow* 34, 1161–1174. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2008.06.001>.
- Sun, Y., Beckermann, C., 2007. Sharp interface tracking using the phase-field equation. *J. Comput. Phys.* 220, 626–653. <https://doi.org/10.1016/j.jcp.2006.05.025>.
- Trallero, J.L., Sarica, C., Brill, J.P., 1997. A Study of Oil-Water Flow Patterns in Horizontal Pipes. *SPE Prod. Facil.* 12, 165–172. <https://doi.org/10.2118/36609-PA>.
- Versteeg, H.K., Malalasekera, W., 2007. *An introduction to computational fluid dynamics: the finite volume method*, second ed. Pearson Education Ltd, Harlow, England; New York.
- Vese, L.A., Chan, T.F., 2002. A multiphase level set framework for image segmentation using the Mumford and Shah model. *Int. J. Comput. Vis.* 50, 271–293.
- Wang, M., 2015. *Industrial tomography: systems and applications*, 1th ed. Elsevier, Boston, MA.
- Wang, Q., Wang, H., Cui, Z., Yang, C., 2012. Reconstruction of electrical impedance tomography (EIT) images based on the expectation maximum (EM) method. *ISA Trans.* 51, 808–820. <https://doi.org/10.1016/j.isatra.2012.04.011>.
- Wang, W., Gong, J., Angeli, P., 2011. Investigation on heavy crude-water two phase flow and related flow characteristics. *Int. J. Multiphas. Flow* 37, 1156–1164. <https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2011.05.011>.
- Wilcox, D.C., 2006. *Turbulence modeling for CFD*, third ed. DCW Industries, La C nada, Calif.
- Xu, G., Cai, L., Ullmann, A., Brauner, N., 2016. Experiments and simulation of water displacement from lower sections of oil pipelines. *J. Petrol. Sci. Eng.* 147, 829–842. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2016.09.049>.

2 – Trabalho submetido e aceite: Versão submetida com as correções sugeridas pelos revisores

Journal of Fluids Engineering

## Experimental and Simulated Studies of Oil/Water Fully Dispersed Flow in a Horizontal Pipe

1

2 **D. S. Santos<sup>1</sup>**

3 Chemical Process Engineering and Forest Products Research Centre (CIEPQPF)  
4 Department of Chemical Engineering, Faculty of Sciences and Technology, University of  
5 Coimbra, Polo 2, Pinhal de Marrocos, 3030-290 Coimbra, Portugal.  
6 CAPES Foundation.

7 Ministry of Education of Brazil, Caixa Postal 250, 70040-020, Brasília – DF, Brazil.

8 deividson@eq.uc.pt.

9

10 **P.M. Faia**

11 Electrical and Computers Engineering Department  
12 Faculty of Sciences and Technology of the University of Coimbra, Polo 2, Pinhal de Marrocos,  
13 3030-290 Coimbra, Portugal.

14 faia@deec.uc.pt

15

16 **F.A.P. Garcia**

17 Chemical Process Engineering and Forest Products Research Centre (CIEPQPF)  
18 Department of Chemical Engineering, Faculty of Sciences and Technology, University of  
19 Coimbra, Polo 2, Pinhal de Marrocos, 3030-290 Coimbra, Portugal.

20 fgarcia@eq.uc.pt

21

22 **M.G. Rasteiro**

23 Chemical Process Engineering and Forest Products Research Centre (CIEPQPF)  
24 Department of Chemical Engineering, Faculty of Sciences and Technology, University of  
25 Coimbra, Polo 2, Pinhal de Marrocos, 3030-290 Coimbra, Portugal.

26 mgr@eq.uc.pt

27

28

29

30

31

32

33

---

<sup>1</sup> Chemical Process Engineering and Forest Products Research Centre (CIEPQPF)  
Department of Chemical Engineering, Faculty of Sciences and Technology, University of Coimbra, Polo 2,  
Pinhal de Marrocos, 3030-290 Coimbra, Portugal.  
CAPES Foundation.  
Ministry of Education of Brazil, Caixa Postal 250, 70040-020, Brasília – DF, Brazil.  
deividson@eq.uc.pt.

**34 ABSTRACT**

35

36 *The flow of oil/water mixtures in a pipe can occur under different flow patterns. Additionally, being*  
37 *able to predict adequately pressure drop in such systems is of relevant importance to adequately*  
38 *design the conveying system. In this work, an experimental and numerical study of the fully*  
39 *dispersed flow regime of an oil/water mixture (liquid paraffin and water) in a horizontal pipe, with*  
40 *concentrations of the oil of 0.01, 0.13 and 0.22 v/v was developed. Experimentally, the values of*  
41 *pressure drop, flow photographs and radial volumetric concentrations of the oil in the vertical*  
42 *diameter of the pipe cross-section were collected. In addition, normalized conductivity values were*  
43 *obtained, in this case, for a cross-section of the pipe where an Electrical Impedance Tomography*  
44 *(EIT) ring was installed. Numerical studies were carried out in the COMSOL Multiphysics platform,*  
45 *using the Euler-Euler approach, coupled with the  $k$ - $\epsilon$  turbulence model. In the simulations, two*  
46 *equations for the calculation of the drag coefficient, Schiller-Neumann and Haider-Levenspiel, and*  
47 *three equations for mixture viscosity, Guth and Simba (1936), Brakman (1952) and Pal (2000),*  
48 *were studied. The simulated data were validated with the experimental results of the pressure*  
49 *drop, good results having been obtained. The best fit occurred for the simulations that used the*  
50 *Schiller-Neumann equation for the calculation of the drag coefficient and the Pal (2000) equation*  
51 *for the mixture viscosity.*

**52 1. INTRODUCTION**

53

54         Multiphase flows occur widely in the industrial environment. The characterization of  
55 these systems is important for better designing the conveying systems and has to take into  
56 considerations the interactions between the phases in the transport. In the case of oil/water

57 systems, these interactions lead to different flow regimes, which vary between two main  
58 patterns: the stratified pattern and the dispersed pattern [1–5]. Referring to the oil industry, in  
59 the extraction process of crude oil, the transport occurs in the presence of solid particulates, gases  
60 and/or water, which add phases to the system. Therefore, the understanding of the possible  
61 configurations is very important for the design of the pumping systems, since the fluids are  
62 transported over long distances and high energy costs are necessary. On the other hand, pressure  
63 drop is an important regulator parameter of the energy needs in such systems. Thus, because  
64 pressure drop is dependent on the flow pattern, the study of these patterns can present  
65 information that allows the energetic optimization of the transport of these fluids.

66 For the better design of conveying systems involving more than one phase it is very  
67 important to develop adequate mathematical models to describe the flow. However, these  
68 models are dependent on the type of flow pattern and also on the level of approximation that the  
69 simulations should have in relation to real cases [6,7]. Thus, when the objective is a simplified  
70 description of the system, the Navier-Stokes average equation is recommended. This approach is  
71 used in homogeneous, Eulerian-Lagrangian and Eulerian-Eulerian models. Homogeneous models  
72 have greater simplicity since they are intended to describe general aspects of the flows and do  
73 not provide details on the structure and scale of the flows. So, the phases are treated as a  
74 pseudofluid with average properties [8–11]. Due to the simplicities presented, these models are  
75 commonly used to predict the pressure drop in biphasic flows [12]. Eulerian-Lagrangian models  
76 have a degree of complexity much higher than the previous one, since the continuous phase is  
77 treated based on a Eulerian reference (the flow variables are a function of the space and time and  
78 described based on the Navier- Stokes equations) and the particles carried by the continuous  
79 phase are described according to a Lagrangean treatment (the position and velocity of each  
80 particle is a function of time) [13–15]. Methods that use this approach are called point particle

81 methods because they identify each particle individually and determine at each point the position  
82 of the particle. Therefore, these methods are applied only to fully dispersed flows [13,16,17].  
83 Euler-Euler models are expressed as a function of two sets of conservation equations that govern  
84 the equilibrium of mass, momentum and energy for each phase, which are considered continuous  
85 in space. These equations include the interfacial tension terms which are dependent on the flow  
86 patterns [8]. Another set of approaches solves the transport equation from the basic principles of  
87 conservation of mass, momentum and energy, and, specific models for interfacial terms are not  
88 included. Methods using this approach have used algorithms for the interface segment. Thus, in  
89 areas where only one phase is present, mass, energy and motion balances are satisfied. However,  
90 in the region of the domain where the interface is located, the method considers the step  
91 conditions in the interface [8,18–20]. Additionally, methods based on the Reynolds Average  
92 Navier Stokes (RANS) are widely used in various applications of practical interest, such as fluidized  
93 beds [21], gas and oil flow in pipes [13,22,23], solid suspensions flow in pipes [16], oil and water  
94 flow in pipes [24,25], etc.

95       Regarding the methods that use specific models for the interface region, they differ  
96 mainly on the type of marker function implemented in the methods. Among the most used  
97 models, it can be mentioned the Volume of Fluid Method (VOF) that uses a volume fraction to  
98 differentiate the phases, where a scalar quantity is defined that represents the volume fraction  
99 occupied by each phase [26–28]; Level-Set Method that defines the interface as corresponding to  
100 the zero level of a smooth scalar function, which is defined as a distance function that can be  
101 easily advected by the interface [29–31] and the Phase Field Method that considers the interface  
102 with a finite thickness and describe it based on the laws of thermodynamically consistent  
103 conservation [29,32].

104           In the specific case of immiscible fluids, simulations using the Euler-Euler approach can be  
105 applied for several purposes, such as the characterization of the flow of the different phases of  
106 the fluids in the pipe [33,34]. It is also possible to analyse the effect of the dispersed phase on the  
107 turbulence for liquid-liquid dispersion. Liu et al. [35] studied this effect in a flat bottom  
108 borosilicate glass system.

109           This work aims to construct a mathematical model to describe the dispersed pattern of  
110 oil/water flow in horizontal pipes. Experimental tests were also performed to obtain information  
111 that could validate the model. The pressure drop was the main parameter for the validation of  
112 the model and, in addition, it was obtained experimentally information on the volumetric  
113 concentrations of the oil along the vertical diameter of the pipe cross-section. Electrical  
114 Impedance Tomography (EIT) and photographs of the flows were also used to map the phases  
115 distribution in the pipe.

116           Systems that apply Euler-Euler approaches to model multiphase systems present less  
117 computational complexity and thus leading to lower computational effort. Therefore, in this work,  
118 simulations were performed in a 2D geometry, considering the symmetry of the system, and using  
119 the Euler-Euler approach and the  $k-\epsilon$  model for turbulence description. The model was  
120 implemented in a platform of Computational Fluid Dynamics (CFD) using the software COMSOL  
121 Multiphysics version 5.3.

122

## 123 **2. EXPERIMENTAL SETUP**

124

125           The experimental investigation of the flow of the transport of two immiscible fluids,  
126 simulating dispersed flow patterns through a horizontal pipe, was performed in a pilot plant rig  
127 (the scheme of the closed-loop pipeline is shown in Figure 1). The working fluids used in this study



128 were a water saline solution doped with NaCl (to allow a higher contrast between the phases in  
 129 the EIT imagen) and an oil (liquid paraffin) with high viscosity and density close to that of crude  
 130 oil [36,37] their properties being presented in Table 1.

131 Table 1: Properties of the working fluids at 25°C.

Fluids	Density (kg.m <sup>-3</sup> )	Viscosity* <sup>1</sup> (Pa.s)	Interfacial tension* <sup>2</sup> (mN.m)
Oil (liquid paraffin)	843±1	0.025±0.0002	46.0±0.1
Water	999.8±1	0.0009±0.00002	

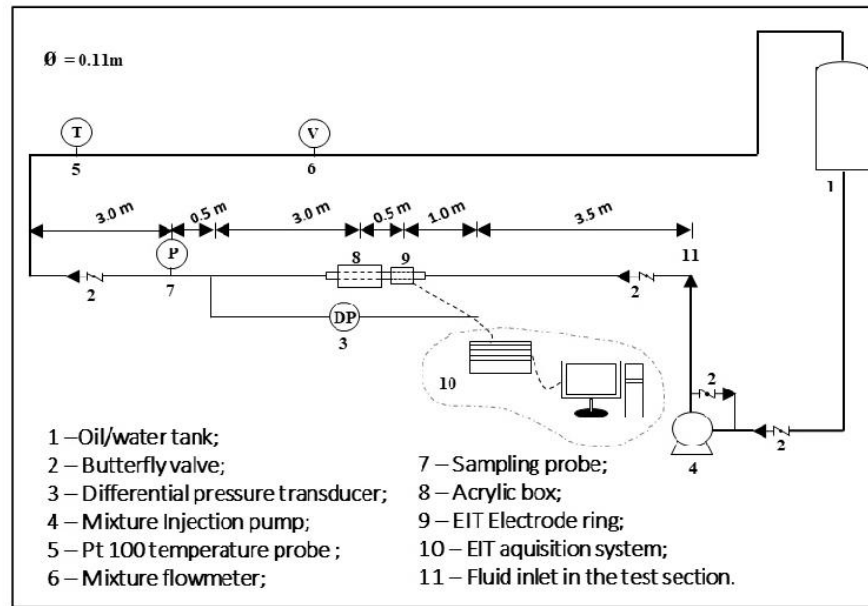
132 \*1 – Haake RheoStress1 cylinder 234 DIN.

133 \*2 – Electronic surface tension scale KSV SIGMA 70.

134

135 The experimental rig consists of a mixture injection tank (1), a Fuji Electric FCX-C series  
 136 T-type differential pressure transducer (model number FKK-33) whose pressure taps were  
 137 4.5 m apart (3), a GRUNDFOS Model MMG160MA 11.0 kW centrifugal pump (4), a Pt 100  
 138 temperature probe (5), an electromagnetic flow meter consisting of a Fuji Electric MAGFLO  
 139 3100 sensor coupled with a MAGFLO 5000 signal converter (6), a sampling probe (7) and a  
 140 test section. The latter consisted of a horizontal PVC pipe with 11.5 m length and 0.11 m internal  
 141 diameter, an acrylic system (8) for visualization of the flows and the EIT system (10). The pressure  
 142 transducer was installed 3.5 m from the entrance of the test section and the EIT system and the  
 143 acrylic box were installed 4.5 and 5.0 m from the mixture inlet, respectively. The experiments  
 144 were operated in closed-loop, where the two fluids were injected together in the test section,  
 145 then returned to the injection tank (1) and were again pumped into the test section. Inside the  
 146 injection tank there was a heat exchange system that kept the mixture at an average temperature  
 147 of 25±3 °C.

148



149  
 150  
 151

Figure 1: Scheme of the closed-loop pipeline.

152       Electrical Impedance Tomography (EIT) was used in this work to evaluate the  
 153 homogeneity of the phases distributions. This system is designed for the visualization and retrieval  
 154 of tomographic data of biphasic flow patterns [5]. The EIT system, which was developed in a  
 155 previous study [38], consisted of a ring with 32 titanium electrodes, 5 mm in diameter,  
 156 circumferentially and equally spaced mounted in the acrylic tube. Both size and distance between  
 157 electrodes were previously optimized [5]. Tests were done with an excitation frequency of 60 kHz,  
 158 with 2V peak-to-peak amplitude, and acquiring 1000 frames per second. This system was  
 159 previously used in studies of fiber suspensions flows [39] and in solid/liquid suspensions (glass  
 160 microspheres in water) [38] flows. A more comprehensive description can be found in [38,40],  
 161 where the authors describe the construction of the system and its applicability. In this manuscript,  
 162 the opposite injection and measuring protocols were used. For the reconstruction of the images,  
 163 the open software EIDORS was used off-line [41].

164 The mixtures were prepared with volumetric oil concentrations of 0.01 (density of  
 165  $998.5 \pm 1 \text{ kg.m}^{-3}$ ), 0.13 (density of  $987.8 \pm 1 \text{ kg.m}^{-3}$ ) and 0.22 (density of  $972.3 \pm 1 \text{ kg.m}^{-3}$ ). The tests  
 166 were performed for velocities of the mixture between 0.9 and 2.6  $\text{m.s}^{-1}$  and all tests were  
 167 performed at constant pressure

168

### 169 3. MATHEMATICAL MODEL DESCRIPTION

170

171 A Euler-Euler strategy was considered for the present work. The different formulation are  
 172 treated mathematically as interpenetrating continua, with each computational cell of the domain  
 173 containing respective functions of continuous and dispersed phases [42]. This type of model, as  
 174 already mentioned, assumes that both phases are continuous, totally independent and a set of  
 175 additional equations determines the physical interface between phases [43,44]. Assuming that  
 176 there is no mass transfer and that both phases are incompressible, the continuity equations for  
 177 the continuous phase, Equation (1), and dispersed, Equation (2), are [42,45]:

178

$$179 \frac{\partial(\rho_c \alpha_c)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_c \alpha_c u_c) = 0 \quad (1)$$

180

$$181 \frac{\partial(\rho_d \alpha_d)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_d \alpha_d u_d) = 0 \quad (2)$$

182

183 The volume fractions are assumed to be continuous functions and their sum is equal to  
 184 one  $\alpha_c = 1 - \alpha_d$ . Where  $\rho$  is the density,  $\alpha$  is the volumetric fraction,  $t$  is the time,  $u$  is the  
 185 velocity and the subscripts  $c$  and  $d$  correspond, respectively, to the continuous and the dispersed  
 186 phases.

187 Considering Equations (1) and (2), and knowing that the two phases are incompressible,  
188 one arrives at the equation of continuity for the mixture:

$$189 \quad \nabla \cdot (\alpha_d u_d + \alpha_c (1 - \alpha_d)) = 0 \quad (3)$$

190

191 The equations of the momentum balance [44] for the continuous phase, Equation (4), and  
192 dispersed, Equation (5), are presented below [42,45,46]:

193

$$194 \quad \rho_c \alpha_c \left[ \frac{\partial}{\partial t} (u_c) + u_c \nabla \cdot (u_c) \right] = -\alpha_c \nabla P + \nabla \cdot (\alpha_c \tau_c) + \alpha_c \rho_c g + F_{m,c} \quad (4)$$

195

$$196 \quad \rho_d \alpha_d \left[ \frac{\partial}{\partial t} (u_d) + u_d \nabla \cdot (u_d) \right] = -\alpha_d \nabla P + \nabla \cdot (\alpha_d \tau_d) + \alpha_d \rho_d g + F_{m,d} \quad (5)$$

197

198 where  $F_m$  is the term for the interfacial momentum transfer,  $P$  is the pressure,  $g$  is the gravity  
199 and  $\tau$  is the viscous stress tensor. The pressure term is divided into a mean interfacial pressure  
200 and a floating pressure and its description can be found in Wörner (2003) [11].

201 In this model, the fluid phases are considered Newtonian in both equations and the  
202 viscous tensors for each phase can be written as:

203

$$204 \quad \tau_c = \mu_c \left( \nabla u_c + (\nabla u_c)^T - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_c) I \right) \quad (6)$$

205

$$206 \quad \tau_d = \mu_c \left( \nabla u_d + (\nabla u_d)^T - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_d) I \right) \quad (7)$$

207

208 As is well known, dispersed droplets are transported within the continuous phase,  
209 however, droplet coalescence provides variations in the viscosity of the mixture. Thus, the use of

210 a model that can predict viscosity with increasing concentration of the dispersed phase will lead  
 211 to a final flow model which depicts better the real system. In this work, three viscosity models  
 212 were used to predict the rheological behaviour of dispersed system:

213 Guth and Simba (1936) model - this model considers the interaction between droplets  
 214 and can be used for a wider range of dispersed phase concentrations [47,48].

215

$$216 \quad n_r = 1 + 2.5\alpha_d + 14.1\alpha_d^2 \quad (8)$$

217

218 where  $n_r$  is the relative viscosity given by:

219

$$220 \quad n_r = \frac{\mu}{\mu_d} \quad (9)$$

221

222 where  $\mu$  is the mixture viscosity and  $\mu_d$  is the dispersed phase viscosity.

223 Brinkman (1952) model - this model can be used for high concentrations of the dispersed  
 224 phase and describes the relative viscosity of a suspension of non-uniform particles by [47,49]:

225

$$226 \quad n_r = (1 - \alpha_d)^{-2.5} \quad (10)$$

227

228 Pal (2000) model – proposes an empirical equation that describes experimental data for  
 229 the viscosity of different emulsion systems, covering a wide range of the viscosity ratio between  
 230 dispersed phase and continuous phase,  $4.1 \times 10^{-3}$  to  $1.17 \times 10^3$ ,

231

$$232 \quad n_r^{-2.5} \left[ \frac{2n_r + 5b}{2 + 5b} \right]^{-2.5} = 1 - b_0 \alpha_d \quad (11)$$

233

234 where  $b$  is the viscosity ratio between the continuous and the dispersed phases. Regarding  $b_0$ , if  
 235 no experimental data is available, the parameter becomes equal to 1.35.

236 For the dispersed flow regime,  $F_m$  is decomposed into several components that are  
 237 associated with different mechanisms of momentum transfer through the interface [50,51]. Euler-  
 238 Euler models consider only the drag force contribution, which is, in fact, the most important  
 239 mechanism influencing the system. In dispersed biphasic flows, due to the existence of relative  
 240 movement between phases, many problems can be analyzed in terms of the two phases flow  
 241 velocities [44]. The drag force for the dispersed flow can be defined as:

242

$$243 \quad F_{drag,c} = F_{drag,d} = \beta u_s \quad (12)$$

244

$$245 \quad \beta = \frac{3\alpha_d \rho_c C_d}{4d_d} |u_s| \quad (13)$$

246

247 where  $F_{drag,c}$  is the drag force for the continuous phase,  $F_{drag,d}$  is the drag force for the  
 248 dispersed phase,  $\beta$  is the sliding force coefficient,  $d_d$  is the droplet diameter,  $C_d$  is the drag  
 249 coefficient for the diluted flow and  $u_s$  is the slip velocity between phases and is given by:

250

$$251 \quad u_s = u_d - u_c \quad (14)$$

252

253 For the calculation of drag coefficient, the correlations are obtained empirically or based  
 254 on analytical models with very limited applications [44]. Thus, in this work two methods were  
 255 evaluated for the determination of  $C_d$  [45,52]:

256

257 Schiller-Neumann correlation

258

$$259 \quad C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re_p} (1 + 0.15 Re_p^{0.687}) & Re_p < 1000 \\ 0.44 & Re_p > 1000 \end{cases} \quad (15)$$

260 where  $Re_p$  is the Reynolds of the particle and can be defined as:

261

$$262 \quad Re_p = \frac{\phi_d \rho_c |u_s|}{\mu_c} \quad (16)$$

263

264 where  $\phi_d$  is the dropped diameter.

265

266 Haider-Levenspiel correlation

267

$$268 \quad C_D = \frac{24}{Re_p} \left( 1 + A(S_p) Re_p^{B(S_p)} \right) + \frac{C(S_p)}{1 + \frac{D(S_p)}{Re_p}} \quad (17)$$

269

270 where A, B, C, and D are empirical correlations dependent on the sphericity of the particle.

271 The sphericity is defined as the ratio of the surface area of a volume equivalent sphere to the

272 surface area of the considered non-spherical particle, given by:

273

$$274 \quad 0 < S_p = \frac{A_s}{A_p} \leq 1 \quad (18)$$

275

276 where  $S_p$  is the sphericity of the particle,  $A_s$  is the surface area for the sphere and  $A_p$  is the area

277 for the non-spherical particle.

278 The empirical correlations A, B, C and D can be defined as:

279

$$280 \quad A(S_p) = e^{2.3288 - 6.4581S_p + 2.4486S_p^2} \quad (19)$$

$$281 \quad B(S_p) = 0.0964 + 0.5565S_p \quad (20)$$

$$282 \quad C(S_p) = e^{4.905 - 13.8944S_p + 18.4222S_p^2 - 10.2599S_p^3} \quad (21)$$

$$283 \quad D(S_p) = e^{1.4681 - 12.2584S_p + 20.7322S_p^2 - 15.8855S_p^3} \quad (22)$$

284

### 285 Turbulence model

286

287 In this work, the RANS method was used to model turbulent flows. So, in this approach all  
288 time-dependent functions are expressed as the sum of a temporal mean (represented by a bar  
289 over the variable) and a floating component (represented by a comma over the variable). The  
290 equation of continuity and momentum balance for an incompressible flow field will be [53]:

291

$$292 \quad \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_i} = 0 \quad (23)$$

293

$$294 \quad \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial t} + \bar{u}_j \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} = -\frac{\partial \bar{P}}{\rho \partial x_i} + \nu \frac{\partial^2 \bar{u}_i}{\partial x_j \partial x_j} - \frac{\partial \bar{u}_i' \bar{u}_j'}{\partial x_j} \quad (24)$$

295

296 where  $i$  and  $j$  are the unit vectors,  $x$  is the cartesian coordinate, and  $\nu$  is the kinematic viscosity.

297 Using the Boussinesq approximation, where a closing equation for the Reynolds tension

298 is written and using the concept of turbulent viscosity ( $\mu_T$ ) we arrive at the equation [11]:



Journal of Fluids Engineering

$$299 \quad \frac{\partial(\bar{u}_i \bar{u}_j)}{\partial x_i} = -\frac{\mu_T}{\rho} \frac{\partial^2 \bar{u}_i}{\partial x_j \partial x_j} \quad (25)$$

300

301           In this work, the k-ε model for turbulent equation was used to close the turbulent  
 302 viscosity. Where, k is the kinetic energy of the fluctuating components (turbulent kinetic energy),  
 303  $\frac{1}{2}u'_i u'_i$ , and ε is the turbulence dissipation rate. The effects of turbulence on the continuous and  
 304 dispersed phases can be modelled by the solution of the turbulence equations of the resulting  
 305 mixture of the two phases. Thus, the k-ε model of two equations can be used, with turbulent  
 306 quantity transport being based on the velocity of the mixture ( $u_m$ ):

307

$$308 \quad u_m = \frac{\rho_c \alpha_c u_m + \rho_d \alpha_d u_m}{\rho} \quad (26)$$

309

310           In this case, the closing equation for the turbulent viscosity is given by:

311

$$312 \quad \mu_T = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (27)$$

313

314 where  $C_\mu$  is an experimentally obtained constant.

315

316           The turbulence of the two-phase flow is modelled by solving the equations for k and ε:

317

$$318 \quad \rho \frac{\partial k}{\partial t} + \rho u_m \cdot \nabla k = \nabla \cdot \left( \left( \mu_m + \frac{\mu_T}{\sigma_k} \right) \nabla k \right) + P_k - \rho \varepsilon \quad (28)$$

319

$$320 \quad \rho \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \rho u_m \cdot \nabla \varepsilon = \nabla \cdot \left( \left( \mu_m + \frac{\mu_T}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right) + C_{\varepsilon 1} \frac{\varepsilon}{k} P_k - C_{\varepsilon 2} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} \quad (29)$$

321

322 where  $C_{\varepsilon 1}$ ,  $C_{\varepsilon 2}$ ,  $\sigma_k$  and  $\sigma_\varepsilon$  are constants of the model obtained experimentally.  $P_k$  is the turbulent  
323 energy generation term and is defined as:

324

$$325 \quad P_k = \mu_T \left( \nabla u_m : (\nabla u_m + (\nabla u_m)^T) - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_m)^2 \right) - \frac{2}{3} \rho k \nabla \cdot u_m \quad (30)$$

326

327 For a turbulent mixture, the transport equation for the dispersed phase is given by:

328

$$329 \quad \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_d) + \nabla \cdot (\alpha_d u_d) = \nabla \cdot (D_{md} \nabla \alpha_d) \quad (31)$$

330

331 where  $D_{md}$  is the turbulent dissipation coefficient and is defined based on the turbulent viscosity  
332 of the two-phase mixture as:

333

$$334 \quad D_{md} = \frac{\mu_T}{\rho \sigma_T} \quad (32)$$

335

336 where  $\sigma_T$  is the Schimdt number (Equation 33) for a turbulent particle. In Table 2, we have the  
 337 recommended values for the dimensionless constants for the model of two equations k- $\epsilon$  [54,55],  
 338 for monophasic flows, which will be also used in the current simulation.

339

$$340 \quad \sigma_T = \frac{\mu}{\rho Dif} \quad (33)$$

341

342 where  $Dif$  is the mass diffusivity.

343

344 Table 2: Values of the constants for the turbulence model k- $\epsilon$ .

Constants	Values
$C_\mu$	0.09
$C_{\epsilon 1}$	1.44
$C_{\epsilon 2}$	1.92
$\sigma_k$	1.0
$\sigma_\epsilon$	1.3
$\sigma_T$	0.35

345

346

347

348

#### 349 4. RESULTS AND DISCUSSION

350

351 In this section, experimental and numerical results regarding pressure drop, velocity and  
 352 concentration profiles are compared. In addition, numerical results are presented for the  
 353 turbulence equations, such as kinetic energy and turbulence dissipation rate.

354 Simulations were performed applying the following hypotheses in the flows: steady state,  
 355 turbulent flow, incompressible, isothermal and without mass transfer between phases. The  
 356 following input values were required: the roughness of the pipe wall ( $10^{-4}$  m), the fluid inlet  
 357 velocities, the volumetric water and oil concentrations, fluid properties (Table 1) and drop  
 358 diameter (120  $\mu\text{m}$ ). The boundary conditions used for the simulations are shown in Table 3.

359

360

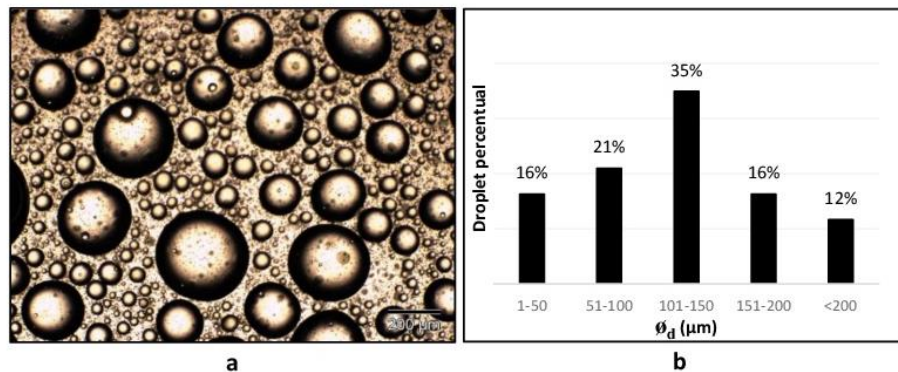
Type	Boundary conditions
Inlet	Mixture velocity
outlet	Pressure
Wall	No slip

361

362 Referring to the droplets, photomicrographs of the emulsions were acquired to verify the  
 363 existence of a disperse system (droplet size and shape) and its stability [56]. Mixture samples were  
 364 collected at the top, center and base of the pipe along of the radius in vertical position for the  
 365 velocities of the mixture of 1.3 and 2.6  $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$  and oil concentration of 0.01 and 0.22 v/v. The mean  
 366 droplet size was defined by the Feret diameter [57]. From these images the determination of the  
 367 size distribution of the droplets was performed. The images were acquired through a light  
 368 polarized optical microscope, Olympus BH-2, with a 40x objective and Color View IIIu digital  
 369 camera. The obtained photomicrographs were analyzed with the image analysis FIVE software  
 370 [58], where the droplet diameters were measured. In Figure 2 (a), we see the image of the mixture

371 flow for the volumetric oil concentration of 0.22 and velocity of the mixture of  $1.3 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , it is  
 372 noticed that the system flows in dispersed flow pattern. The distribution of droplet size for this  
 373 case is shown in Figure 2 (b), it is seen that the droplet size range between 101 and  $150 \mu\text{m}$   
 374 obtained a larger percentage, 35%. The mean droplet size in mixture for the oil concentration of  
 375 0.01 v/v and velocity of the mixture of 1.3 and  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  were 68 and  $72 \mu\text{m}$ , respectively, and for  
 376 the volumetric oil concentration of 0.22 and velocity of the mixture of 1.3 and  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , were 170  
 377 and  $171 \mu\text{m}$ , respectively. The increase in oil concentration led to increased droplets, as expected.  
 378 Thus, the homogeneity of the mixture was confirmed. The mean droplet size value calculated for  
 379 all cases was  $120 \mu\text{m}$ .

380



381

382 Figure 2: Microscopic images of the oil/water mixture with oil concentration of 0.22 v/v  
 383 and velocity of the mixture of  $1.3 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  in the base of the pipe. (a) is the image and (b) is the  
 384 distribution size of the mixture.  $\phi_d$  is the droplet diameter.

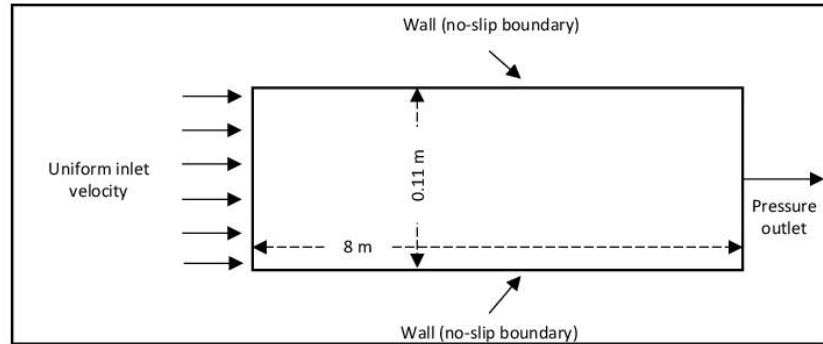
385

#### 386 4.1 GEOMETRY AND MESH

387

388 The geometry of the pipe used in these simulations corresponded to an internal diameter  
 389 of 0.11 m and 8 m long (Figure 3).

390



391

Figure 3: Scheme of the geometry.

392

393

394 The geometry and meshes were implemented using the COMSOL Multiphysics® program.  
 395 Definition of the best finite elements mesh was performed by refining successively the mesh till  
 396 the variation on calculated pressure drop, which was the control parameter, was negligible. The  
 397 meshes tested were always refined near the wall (Figure 4). Mesh independency studies were  
 398 conducted for a volumetric oil concentration of 0.01. Table 4 summarizes the results of this study  
 399 for two mixture velocities ( $0.9 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  and  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ).

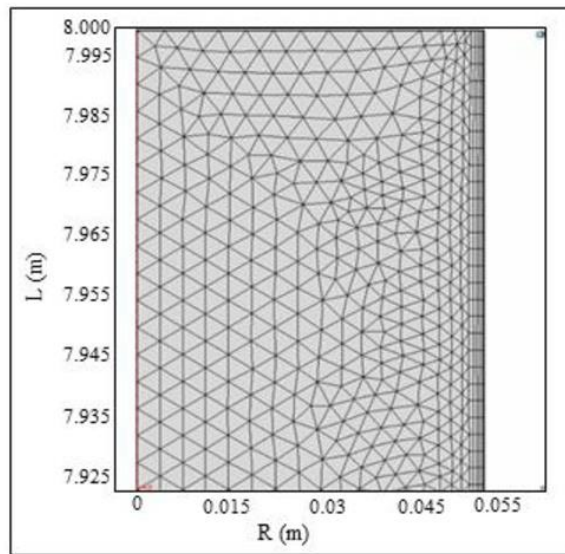
400

401 Table 4: Results of mesh independency study (volumetric oil concentration 0.01)

Velocity ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	Number of elements	Calculated pressure drop ( $\text{Pa}\cdot\text{m}^{-1}$ )
0.9	91371	75.2
	113256	75.5
	122630	75.5
2.6	91371	513.7
	113256	513.9
	122630	513.9

402

403           It is obvious that for a mesh with 91371 elements the calculated pressure drop has already  
 404 stabilized. So, the number of elements of the final mesh used in this study was 91371 for a 2D  
 405 geometry (Figure 4). A good fit to the experimental data was also obtained with this mesh.  
 406



407  
 408           Figure 4: Two-dimensional unstructured mesh used in simulations in 2D geometry (91371  
 409 elements for the final mesh). L is the length and R is the radius of the pipe.

410

411           The simulations presented here compare the results of the tests obtained using two  
 412 different equations for the drag coefficient calculation: Schiller-Neumann and Haider-Levenspiel,  
 413 and three different equations for the viscosity calculation: Guth and Simba (1936), Brakman  
 414 (1952) and Pal (2000). The simulations were performed in two stages. In the first one, the  
 415 equation of Schiller-Neumann was used for the calculation of drag coefficient and the three  
 416 different equations for the calculation of the viscosity were tested. In the second step, the  
 417 viscosity equations that presented the best results for the pressure drop (compared to the  
 418 experimental pressure drop) were selected to perform new simulations using the equation of

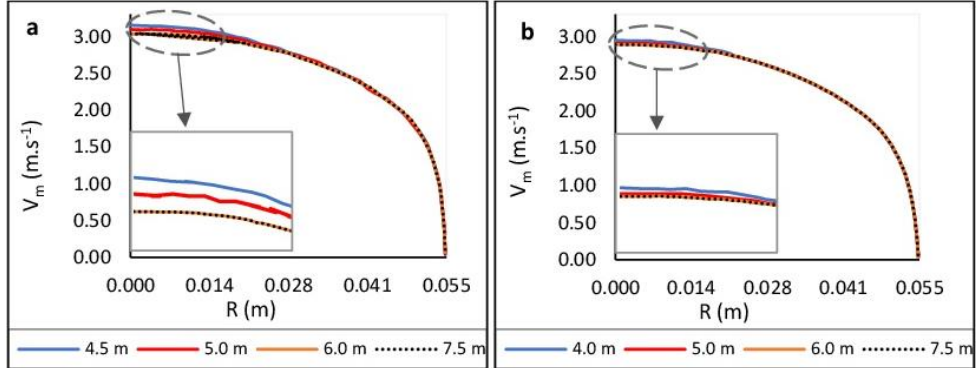
419 Haider-Levenspiel for the calculation of the drag coefficient. The results of the simulations will be  
 420 presented below and compared with the experimental ones.

421

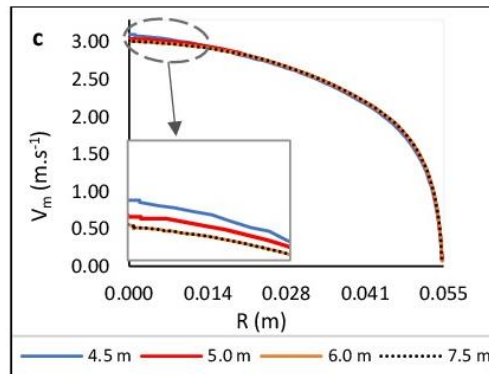
## 422 4.2 VELOCITY PROFILES

423

424 Through the analyses of the radial velocity of the mixtures along the length of the pipe,  
 425 stability of the simulations was confirmed. Therefore, the other results presented in this study  
 426 correspond always to a position in the pipe for which the velocity profile became constant, that  
 427 is steady state was achieved. Hydrodynamic stability was achieved, in all simulated cases, after six  
 428 meters from pipe entry. In Figure 5, examples of the simulated radial velocity profiles for the  
 429 mixture velocity of  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  and oil concentrations of 0.01 v/v (a), 0.13 v/v (b) and 0.22 v/v (c) are  
 430 presented. In these simulations, the Schiller-Neumann equation was used to calculate the drag  
 431 coefficient and the Guth and Simba (1936) equation was used to calculate the mixture viscosity.







433

434 Figure 5: Simulated radial velocity profiles for the mixture velocity of  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  and oil435 concentrations of  $0.01 \text{ v/v}$  (a),  $0.13 \text{ v/v}$  (b) and  $0.22 \text{ v/v}$  (c). R is the radius of the pipe.

436

437 **4.3 PRESSURE DROP**

438

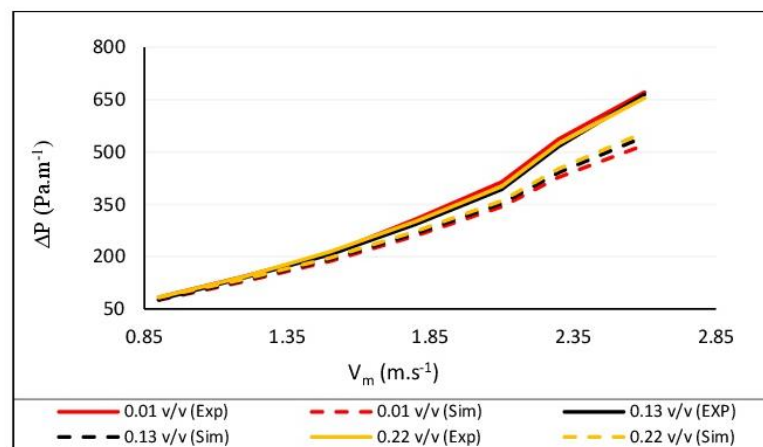
439 Pressure drop was obtained experimentally and from the 2D simulation. In Figures 6 to  
 440 10, pressure drop versus the mixture velocity are shown for the oil concentrations of 0.01, 0.13  
 441 and  $0.22 \text{ v/v}$  in each plot. In these graphs results for the two correlations for drag coefficient and  
 442 for the different viscosity correlations are presented. From the results obtained in the simulations  
 443 using the Schiller-Neumann equation for the calculation of the drag coefficient and the Guth and  
 444 Simba (1936) (Figure 6) Brakman (1952) (Figure 7) and Pal (2000) (Figure 8) equations for the  
 445 calculation of the viscosity, the two best correlations for the mixture viscosity were selected for  
 446 the subsequent simulations.

447 It is obvious from the results presented in Figures 6 to 8 that the best fit between the  
 448 simulated and experimental results was obtained where using the Pal (2000) equation for the  
 449 mixture viscosity (combined with the Schiller-Neumann correlation for drag coefficient), for the  
 450 range of velocities considered and for the three oil concentrations tested (Figure 8). The fit  
 451 obtained in this case is always very good (maximum deviation 2.4%).

452 The Guth and Simba (1936) correlation for viscosity provided a good fit for the lower  
 453 velocities for the three oil concentrations tested (Figure 6) but exhibited larger derivations when  
 454 the velocity increased (maximum deviation 22.5%). The Brakman (1952) correlation for the  
 455 mixture viscosity led to lager deviations from the experimental results, for the whole range of  
 456 velocities. Thus, for the subsequent simulations only the Pal (2000) and the Guth and Simba (1936)  
 457 correlations for viscosity were considered.

458 Figures 9 and 10 present the pressure drop values calculated with the Haider-Levenspiel  
 459 correlations for the drag coefficient using either the Guth and Simba (1936) equation for viscosity  
 460 or the Pal (2000) equation. The Pal (2000) equation presents again a better fit to the experimental  
 461 data. In general, the results obtained with the Haider-Levenspiel correlation for the drag  
 462 coefficient are quite similar to the ones presented previously using the Schiller-Neumann  
 463 correlations.

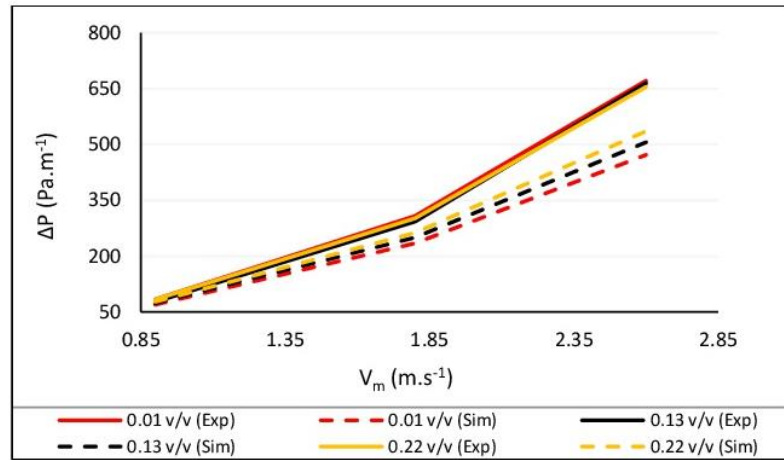
464



465

466 Figure 6: Pressure drop versus velocity of the mixture. Drag coefficient calculated by the Schiller-  
 467 Neumann correlation and viscosity calculated by the Guth and Simba (1936) equation.

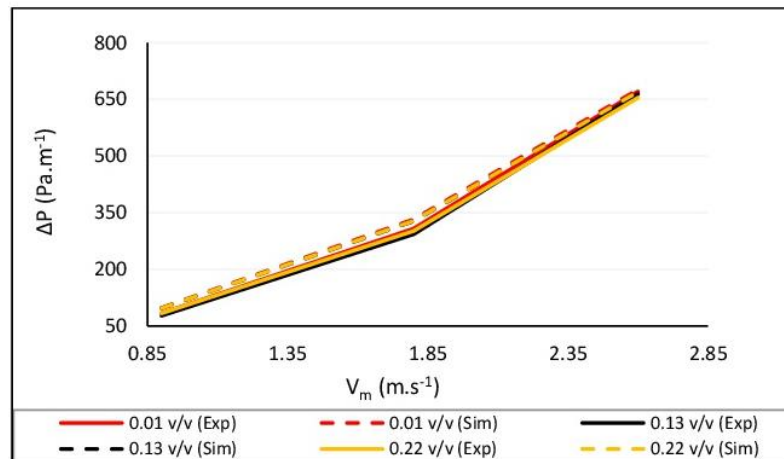
468



469

470 Figure 7: Pressure drop versus velocity of the mixture. Drag coefficient calculated by the Schiller-  
471 Neumann correlation and viscosity calculated by the Brakman (1952) equation.

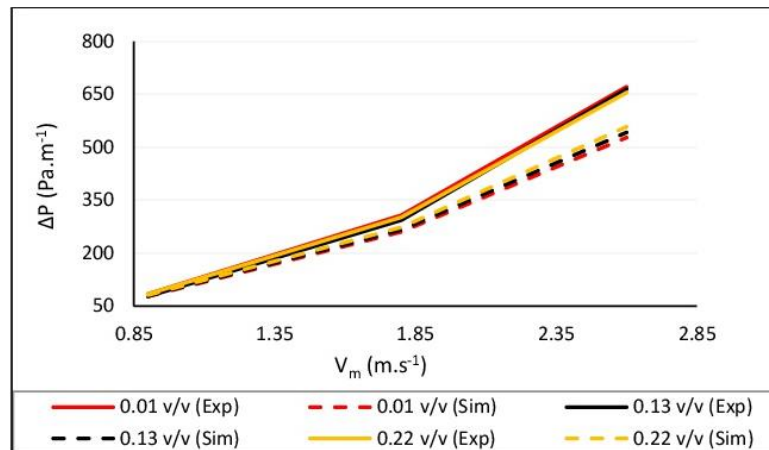
472



473

474 Figure 8: Pressure drop versus velocity of the mixture. Drag coefficient calculated by the Schiller-  
475 Neumann correlation and viscosity calculated by the Pal (2000) equation.

476



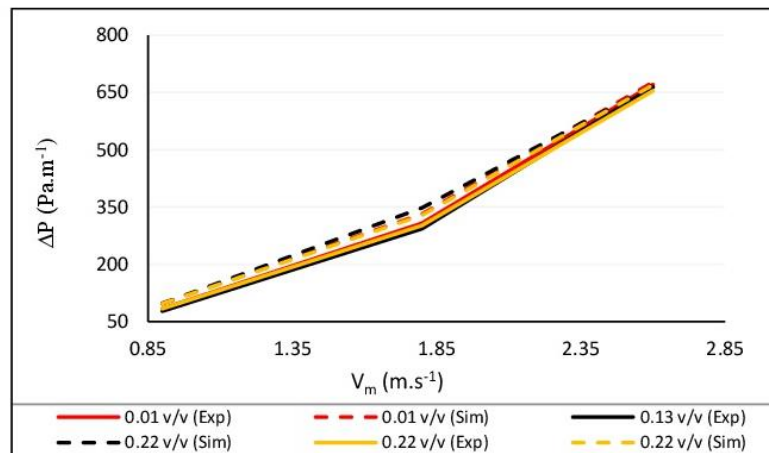
477

478

Figure 9: Pressure drop versus velocity of the mixture. Drag coefficient calculated by the Haider-Levenspiel correlation and viscosity calculated by the Guth and Simba (1936) equation.

479

480



481

482

Figure 10: Pressure drop versus velocity of the mixture. Drag coefficient calculated by the Haider-Levenspiel correlation and viscosity calculated by the Pal (2000) equation.

483

484

485

#### 4.4 TURBULENT KINETIC ENERGY AND TURBULENT DISSIPATION RATES

486

487

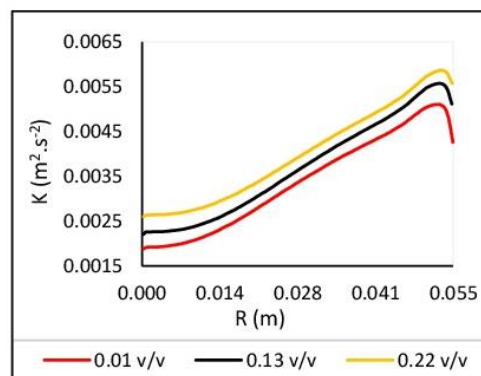
488

489

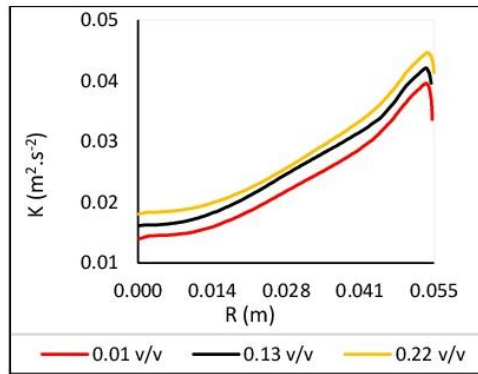
490

In Figures 11 to 14, the simulated radial profiles of turbulent kinetic energy ( $k$ ) and turbulence dissipation rate ( $\epsilon$ ) in the mixture are presented. Simulations performed for the velocities of the mixture of 0.9 and 2.6  $\text{m.s}^{-1}$  and the volumetric concentrations of the oil 0.01, 0.13 and 0.22 are presented. Referring to the drag coefficient and the viscosity equations, only

491 results using the Schiller-Neumann correlation and Pal (2000) equation, respectively, are  
 492 presented, since this pair led to a better fit when analysing the pressure drop results as already  
 493 discussed. The  $k$  profiles (Figure 11 and 12) correspond to a parabolic curve with minimum values  
 494 in the centre of the pipe and maximum values near the wall, followed by a sharp drop till the wall,  
 495 as expected. Oil concentration did not show to have a large influence in the  $k$  profiles, with only  
 496 a slight increase of the maximum value, close to the wall, when oil concentration increases.  
 497 However, the maximum  $k$  values were substantially higher, close to the wall, when velocity  
 498 increases, the peak being also more pronounced, as expected. The  $\epsilon$  profiles (Figures 13 and 14)  
 499 correspond to a curve with values close to zero along the pipe radius and a sharp increase of  
 500 dissipation rate near the wall, as expected. For the two velocities, oil concentration had similar  
 501 influence on the  $\epsilon$  profiles. For the lowest velocity, oil concentration increase led to slightly lower  
 502 dissipation rate at the wall. Additionally, the increase of velocity resulted on a sharp increase of  
 503  $\epsilon$ , for the same oil concentration. For the other situations tested the trends obtained for both  $k$   
 504 and  $\epsilon$  profiles are similar to the ones presented here.



505  
 506 Figure 11: Radial profile of the turbulent kinetic energy simulated by COMSOL Multiphysics.  
 507 Velocity of the mixture of  $0.9 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  and volumetric concentration of the oil 0.01, 0.13 and 0.22.  
 508 Drag coefficient calculated by the Schiller-Neumann correlation and viscosity calculated by the  
 509 Pal (2000) equation.  $R$  is the radius of the pipe.



510

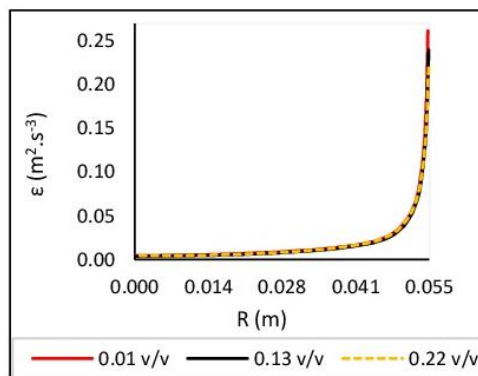
511 Figure 12: Radial profile of the turbulent kinetic energy simulated by COMSOL Multiphysics.

512 Velocity of the mixture of  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  and volumetric concentration of the oil 0.01, 0.13 and 0.22.

513 Drag coefficient calculated by the Schiller-Neumann correlation and viscosity calculated by the

514 Pal (2000) equation. R is the radius of the pipe.

515



516

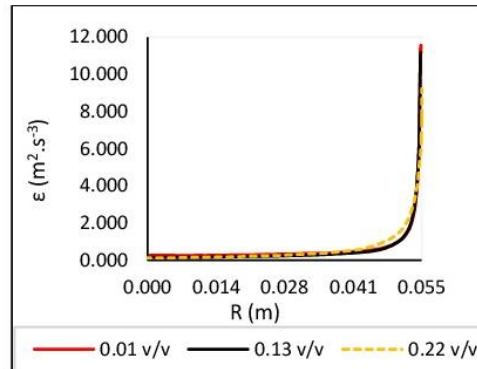
517 Figure 13: Radial profile of turbulent dissipation rate simulated by COMSOL Multiphysics.

518 Velocity of the mixture of  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$  and volumetric concentration of the oil 0.01, 0.13 and 0.22.

519 Drag coefficient calculated by the Schiller-Neumann correlation and viscosity calculated by the

520 Pal (2000) equation. R is the radius of the pipe.

521



522

523 Figure 14: Radial profile of turbulent dissipation rate simulated by COMSOL Multiphysics.  
 524 Velocity of the mixture of  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  and volumetric concentration of the oil 0.01, 0.13 and 0.22.  
 525 Drag coefficient calculated by the Schiller-Neumann correlation and viscosity calculated by the  
 526 Pal (2000) equation. R is the radius of the pipe.

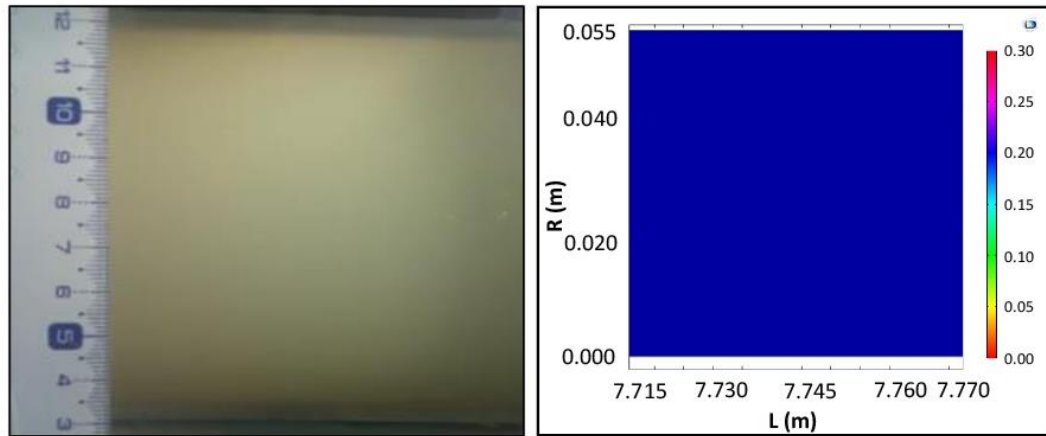
527

#### 528 4.5 CONCENTRATION PROFILES

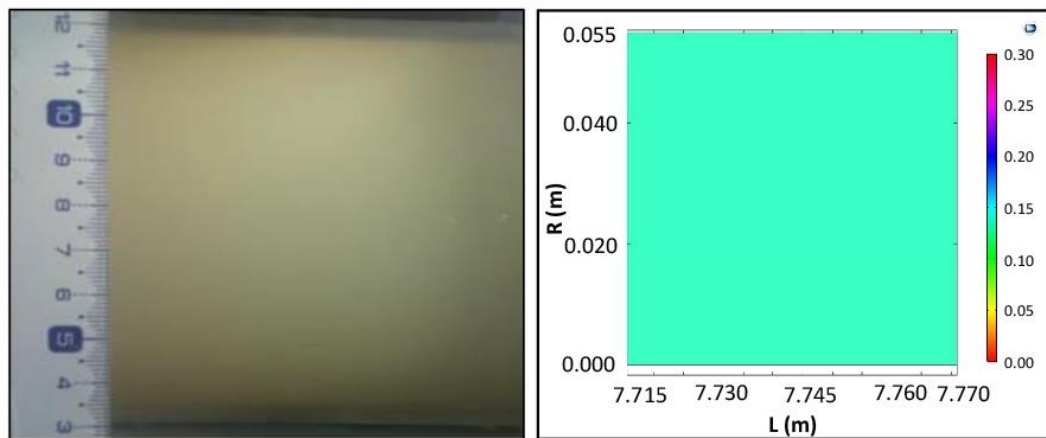
529

530 In Figure 15, a photograph of the flow (left) and simulation images (right) for volumetric  
 531 concentrations of the oil of 0.01 (a) , 0.13 (b) and 0.22 (c) and for a velocity of the mixture of  $2.6$   
 532  $\text{m.s}^{-1}$  are presented as examples, since the images were very similar for all the velocities tested.  
 533 From the photograph (Figure 15 – left), it was evident that for the experimental conditions used  
 534 it was possible to replicate the completely dispersed flow (no differences between concentrations  
 535 can be found in the photographs). In the simulation images in Figure 15 (right), the equations used  
 536 for the calculation of the drag coefficient and viscosity were, respectively, the Schiller-Neumann  
 537 and Pal (2000) equations. A colour system was used to represent the volumetric oil concentration  
 538 where the blue colour corresponds to the system without oil and the orange colour corresponds  
 539 the system with  $0.30 \text{ v/v}$  of oil concentration. The simulation patterns in Figure 15 (right) reveal a  
 540 change of colour, when the average oil concentration increases. Apart from this, the  
 541 concentration pattern is always homogeneous, as expected for the dispersed flow regime and

542 agreeing with the experimental visualization. The simulated patterns obtained for the other  
543 velocities were similar to the ones in Figure 15 (right), predicting the experimental tests  
544 satisfactorily.  
545

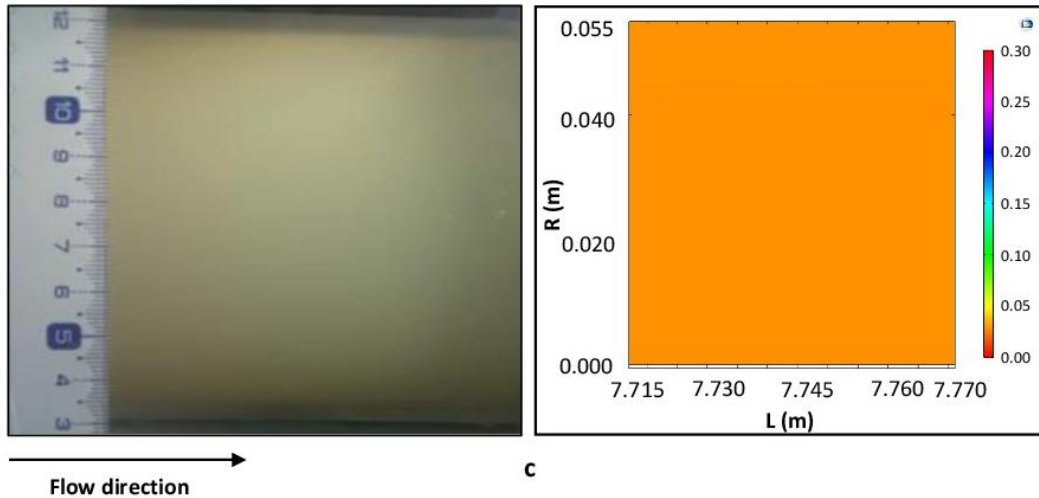


546 **Flow direction** → **a**



547 **Flow direction** → **b**





548

549 Figure 15: Flow photographs (left) and simulated concentration patterns for a short length of  
 550 pipe using COMSOL Multiphysics (right). Velocity of the mixture  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$  and volumetric oil  
 551 concentration of 0.01 (a), 0.13 (b) and 0.22 (c). Drag coefficient calculated by the Schiller-  
 552 Neumann correlation and viscosity calculated by the Pal (2000) equation. L is the length and R is  
 553 the radius of pipe.

554

555 Regarding the EIT images in Figure 16, the results presented are for volumetric oil  
 556 concentrations of 0.01 (a), 0.13 (b) and 0.22 (c) and a velocity of the mixture of  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$ , where a  
 557 colour system was used to represent the normalized conductivity differences (Equation 34), the  
 558 red colour corresponding to the aqueous phase, the blue colour corresponding to the oil phase  
 559 and the interval between these colours corresponding to mixtures of the two phases. The  
 560 normalization is done using the reference measurements for the  $1000 \text{ m.S.cm}^{-1}$  NaCl solution  
 561 without oil.  $\sigma_m$  is the conductivity of the mixture and  $\sigma_o$  is the reference conductivity [16].

562

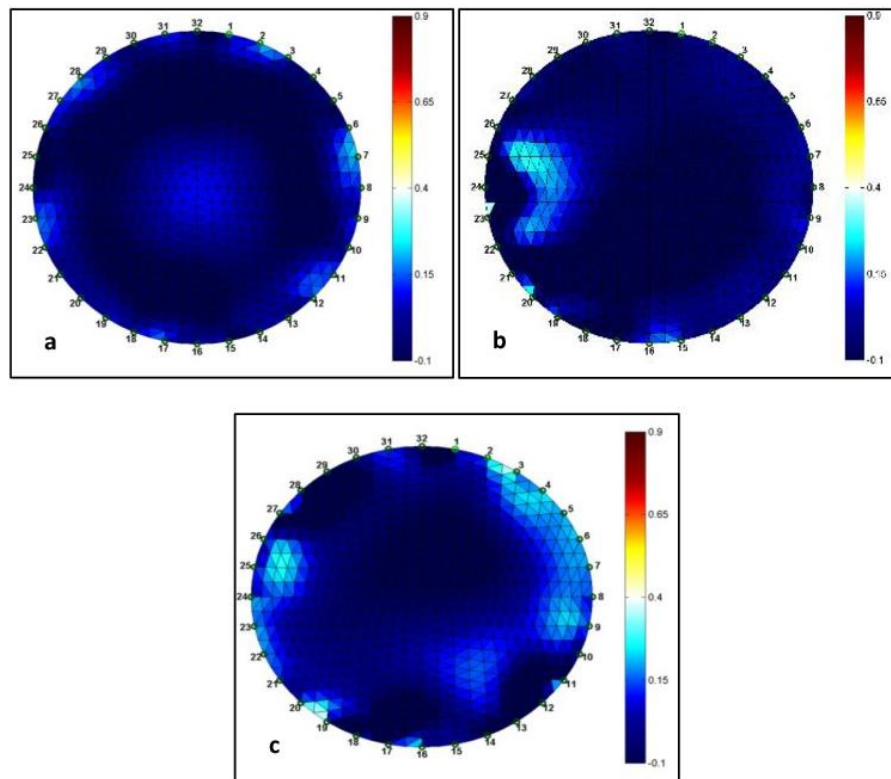
$$563 \quad \eta = \frac{\sigma_m - \sigma_o}{\sigma_o} \quad (34)$$

564

565 In the EIT images it is not possible to distinguish the oil droplets, a less homogeneous  
 566 pattern begin observed, corresponding to the homogeneous mixture of the two phases and  
 567 confirming, in this way, the existence of a dispersed flow pattern.

568 Still, when oil concentration increases, the EIT images become more heterogeneous due  
 569 to the larger percentage of non-conducting oil phase. For the other velocities tested the EIT  
 570 patterns followed similar trends.

571



572

573

574 Figure 16: EIT images for the flows with the volumetric concentrations of the oil of 0.01 (a), 0.13  
 575 (b) and 0.22 (c) and velocity of the mixture of  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ .

576

577 In the radial profiles of the volumetric oil concentration (Figure 17, 18 and 19),  
 578 represented in 1D, the results of the oil concentrations were obtained by the piconometry

579 method, EIT and simulation. In these graphs S1 represents the simulated profile using the Schiller-  
 580 Neumann correlation and the Pal (2000) equation to calculate drag coefficient and viscosity,  
 581 respectively, and S2 the profile obtained when using the Haider-Levenspiel correlation and Pal  
 582 (2000) equation, also to calculate drag coefficient and viscosity, respectively. The results  
 583 presented here were obtained for flows with volumetric concentrations of the oil of 0.01, 0.13  
 584 and 0.22 and for the velocities of the mixture of 0.9, 1.5 and 2.6 m.s<sup>-1</sup>. In the case of EIT, the  
 585 normalized conductivity profiles were converted to volumetric concentrations of the oil using the  
 586 Maxwell equation, which is one of the most widely used equations that correlates the electrical  
 587 conductivity with particle concentration [38,59–61] (see Equation 35):

588

$$589 \quad \sigma_m = \sigma_w \left( \frac{2-2\alpha_o}{2+\alpha_o} \right) \quad (35)$$

590

591 where  $\sigma_w$  is the water electrical conductivity and  $\alpha_o$  is the oil concentration.

592 Combining the equation for the normalized electrical conductivity (Equation 34) with  
 593 Equation (35) [62], it is possible to obtain the apparent concentration,  $\alpha_{ap}$  (Equation 36) which  
 594 assumes a homogeneous particle distribution in the flow field, as was observed in the  
 595 experimental flow tests presented here:

596

$$597 \quad \alpha_{ap} = \frac{2-2((1+\eta)/(\sigma_o/\sigma_{so}))}{2-((1+\eta)/(\sigma_o/\sigma_{so}))} \quad (36)$$

598

599 where  $\sigma_{so}$  is the conductivity for a known initial concentration.

600 The second methodology calculates the area under the normalized electrical conductivity  
 601 curve to obtain the vertical oil concentration according the Equation (37) [38]:

602

$$603 \quad \alpha(z) = \frac{\alpha_o}{A_\sigma} \eta \quad (37)$$

604 where  $\alpha(z)$  is the oil concentration at the vertical  $z$ -position of the radius and  $A_\sigma$  is the normalized  
605 conductivity control area.

606         Analysing the vertical radial profiles of volumetric concentration of the oil obtained  
607 through the sampling/pycnometry technique, it is obvious that for all the tests presented here  
608 the system corresponds to a completely dispersed flow, without the formation, along the cross-  
609 section of the pipe, of interfaces or regions with high concentration differentials. Moreover, the  
610 profiles move to higher concentrations, close to the average concentration in the system, as the  
611 oil concentration in the mixture increases from 0.01 to 0.22 (v/v). Regarding the profiles obtained  
612 through the simulations, presented as examples, and using either the Schiller-Neumann  
613 correlation and Pal (2000) equation (S1) or the Haider- Levenspiel correlation and the Pal (2000)  
614 equation (S2), for drag coefficient and viscosity, respectively, very similar results were obtained  
615 using either one or the other set of correlations, both predicting adequately the experimental  
616 results from the probe, in all cases tested.

617         Regarding the 1D profiles from EIT, for the oil concentration of 0.01 v/v, if Equation (37)  
618 is used, a good agreement with the profiles obtained through sampling and pycnometry is  
619 observed for the three velocities. However, when using the apparent concentration (Equation 36),  
620 profiles overestimating the volumetric oil concentration in relation to the profiles obtained  
621 through sampling/pycnometry are observed (Figures 17-a, 18-a and 19-a). For the average  
622 volumetric oil concentration of 0.13 and velocity of the mixture of 0.9 m.s<sup>-1</sup> ((Figures 17-b),  
623 Equations (36) and (37) presented overestimated results compared to sampling (higher again for  
624 Equation (36). For the same concentration and for velocities of 1.5 and 2.6 m.s<sup>-1</sup>, Equations (36)  
625 and (37) showed similar trends, when calculating the 1D oil profiles based on EIT, both results  
626 showing some deviations when compared with sampling and pycnometry, the concentrations  
627 from EIT being in general slightly overestimated. Finally, for the volumetric oil concentration of

628 0.22, for the three velocities tested, the EIT profiles are, in general, overestimated, when using  
 629 either Equation (36) or (37) to convert conductivity into oil concentration. Also, worth pointing is  
 630 the higher irregularity of the EIT 1D profiles (wavy nature) for the lowest velocity tested (Figure  
 631 17), possibly due to larger fluctuations in the oil distribution pattern.

632 It is possible to conclude that regarding EIT, Equation (37) is a better strategy to transform  
 633 conductivity results into concentrations profiles, if low concentrations of the dispersed phase (up  
 634 to 0.13 v/v) are used.

635

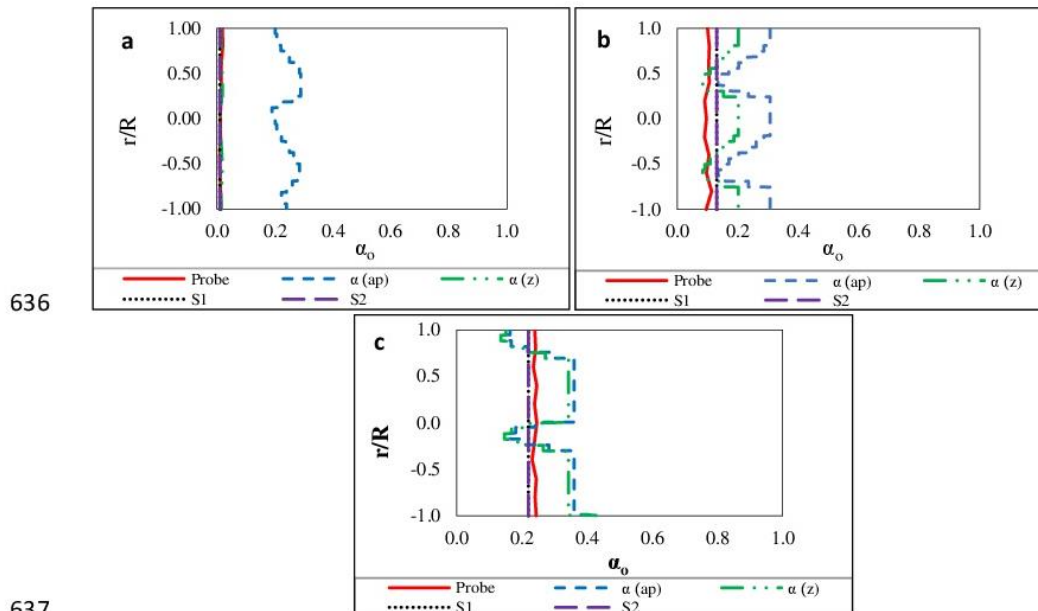


Figure 17: 1D radial profiles of volumetric concentration for a velocity of the mixture of  $0.9 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  and for oil concentrations of 0.01 (a), 0.13 (b) and 0.22 (c). In the simulations, S1 corresponds to the Schiller-Neumann correlation and Pal (2000) equation used to calculate drag coefficient and viscosity, respectively, and S2 corresponds to the Haider-Levenspiel correlation and Pal (2000) equation to calculate drag coefficient and viscosity, respectively.

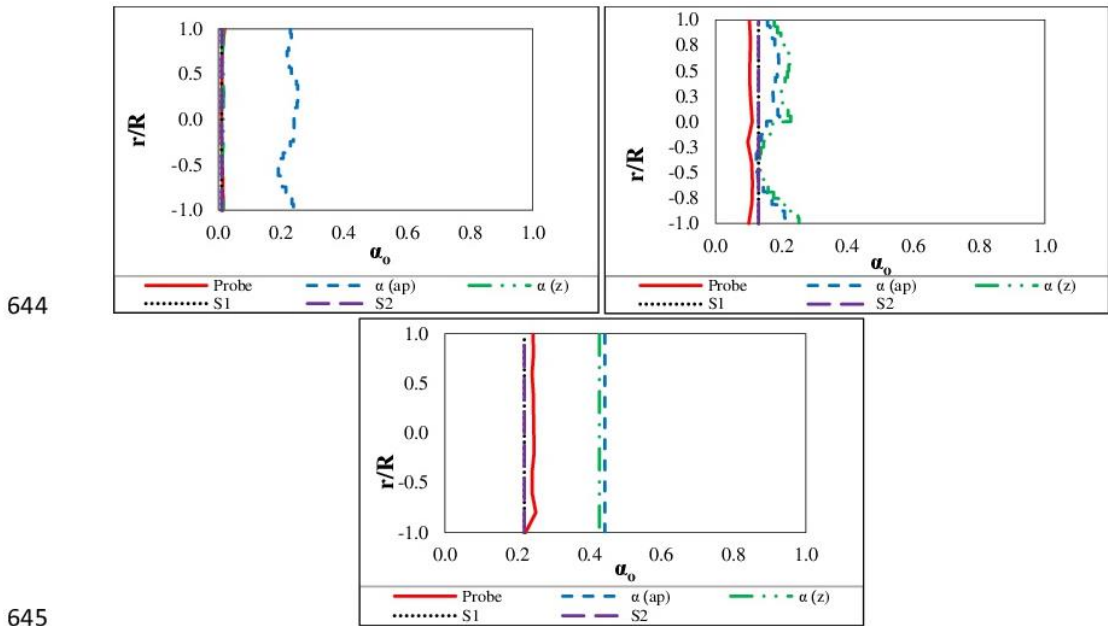
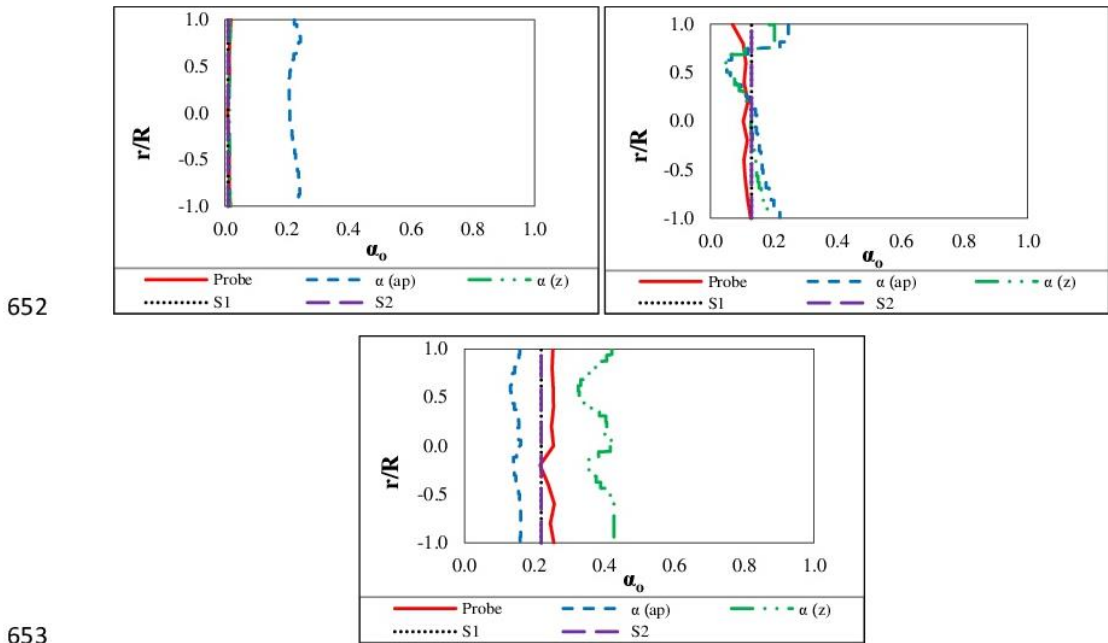


Figure 18: 1D radial profiles of volumetric concentration for a velocity of the mixture of  $1.5 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  and for oil concentrations of 0.01 (a), 0.13 (b) and 0.22 (c). In the simulations, S1 corresponds to the Schiller-Neumann correlation and Pal (2000) equation used to calculate drag coefficient and viscosity respectively, and S2 corresponds to the Haider-Levenspiel correlation and Pal (2000) equation to calculate drag coefficient and viscosity, respectively.



654 Figure 19: 1D radial profiles of volumetric concentration for a velocity of the mixture of  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$   
655 and for oil concentrations of 0.01 (a), 0.13 (b) and 0.22 (c). In the simulations, S1 corresponds to  
656 the Schiller-Neumann correlation and Pal (2000) equation used to calculate drag coefficient and  
657 viscosity respectively, and S2 corresponds to the Haider-Levenspiel correlation and Pal (2000)  
658 equation to calculate drag coefficient and viscosity, respectively.

659

## 660 5 CONCLUSIONS

661

662 In this work, the experimental tests were able to reproduce the dispersed flow pattern  
663 for three volumetric oil concentrations and for a range of velocities of the mixture in a horizontal  
664 pipe (from  $0.9$  to  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ), while using liquid paraffin to mimic the crude oil.

665 Simulations using the Euler-Euler approach together with the RANS method and the  $k\text{-}\epsilon$   
666 turbulence model were able to predict fully dispersed flow patterns. For pressure drop, the best  
667 fit between simulated and experimental values was obtained using the Schiller-Neumann  
668 correlation for the drag coefficient and the Pal (2000) equation for the mixture viscosity  
669 calculation, for all the oil concentrations and velocities studied.

670 The EIT technique allowed confirming the existence of the dispersed flow regime, but, for  
671 the two highest concentrations, presented differences in relation to the data obtained through  
672 sampling/pycnometry. In general, the 1D simulated oil profiles agreed well with the experimental  
673 radial volumetric oil concentration profiles, obtained by sampling and pycnometry.

674 The use of the two different strategies to extract the oil concentration from the  
675 conductivity measurements (Maxwell equation - Equation (36) or normalizing the concentration  
676 using the area under the normalized conductivity curve - Equation (37)) showed that the second  
677 procedure leads, in general, to better results (better fit with the 1D profiles obtained from

678 sampling), especially if low concentrations of the disperse phase (up to 0.13 % v/v in the present  
679 study) are used.

680

## 681 5. ACKNOWLEDGMENTS

682

683 This work was conducted during a scholarship supported by the International Cooperation  
684 Program CAPES/COFECUB at the University of Coimbra, financed by CAPES Foundation - Ministry  
685 of Education of Brazil. We also acknowledge the financial support of the Portuguese Foundation  
686 for Science and Technology (PEST – UI102 – 2013)

687

## 688 FUNDING

689 Portuguese Foundation for Science and Technology (PFST)

690 CAPES Foundation - Ministry of Education of Brazil (BEX: 9270/13-2)

691

## 692 NOMENCLATURE

693

$A_\sigma$	Normalized conductivity control area	$C_\mu$	Model constant
$A_p$	Particle area	$Dif$	Mass diffusivity
$A_s$	Sphere area	$D(S_p)$	Empirical correlations
$A(S_p)$	Empirical correlations	$D_{md}$	Turbulent dissipation coefficient
$B(S_p)$	Empirical correlations	$F_{drag,d}$	Drag force of the dispersed phase
$C(S_p)$	Empirical correlations	$F_{drag,c}$	Drag force of the concentrated phase
$C_\mu$	Constants of the model	$E_m$	Interfacial momentum transfer
$C_{e1}$	Constants of the model	$l$	Inverse
$C_{e2}$	Constants of the model	$L$	Length
$C_d$	Drag coefficient	$P$	Pressure



$P_k$	Turbulent energy generation	$\alpha$	Volumetric fraction
$R$	Radius	$\alpha_{ap}$	Apparent concentration
$Re_p$	Reynolds of the particle	$\alpha(z)$	Concentration at the vertical z-position
$S_p$	Spherical particle	$\beta$	Sliding force coefficient
$b$	Viscosity ratio	$\varepsilon$	Turbulent dissipation rate
$c$	Continuum	$\eta$	Normalized conductivity
$d$	Dispersed	$\mu$	Viscosity
$d_d$	Droplet diameter	$\mu_T$	Turbulent viscosity
$f$	Fluid	$\sigma_m$	Conductivity of the mixture
$g$	Gravity	$\sigma_0$	Conductivity reference
$i, j$	Unit vectors	$\sigma_{so}$	Conductivity for a known initial concentration
$k$	Turbulent kinetic energy	$\sigma_T$	Schmidt number
$m$	Mixture	$\sigma_k$	Constants of the model
$n_r$	Relative viscosity	$\sigma_T$	Constants of the model
$t$	Time	$\sigma_w$	Water electrical conductivity
$u$	Velocity	$\rho$	Density
$u_s$	Slip velocity	$\tau$	Viscous stress tensor
$v$	Kinematic viscosity		
$x$	Cartesian coordinate		

694

695

696 **6 REFERENCES**

697

- 698 [1] Al-Wahaibi, T., and Angeli, P., 2011, "Experimental Study on Interfacial Waves in Stratified  
699 Horizontal Oil–Water Flow," *Int. J. Multiph. Flow*, **37**(8), pp. 930–940.
- 700 [2] Grassi, B., Strazza, D., and Poesio, P., 2008, "Experimental Validation of Theoretical Models  
701 in Two-Phase High-Viscosity Ratio Liquid–Liquid Flows in Horizontal and Slightly Inclined  
702 Pipes," *Int. J. Multiph. Flow*, **34**(10), pp. 950–965.
- 703 [3] Mandal, T. K., Chakrabarti, D. P., and Das, G., 2007, "Oil Water Flow through Different  
704 Diameter Pipes: Similarities and Differences," *Chem. Eng. Res. Des.*, **85**(8), pp. 1123–1128.
- 705 [4] Trallero, J. L., Sarica, C., Brill, J. P., and others, 1997, "A Study of Oil-Water Flow Patterns in  
706 Horizontal Pipes," *SPE Prod. Facil.*, **12**(03), pp. 165–172.
- 707 [5] Wang, M., 2015, *Industrial Tomography: Systems and Applications*, Elsevier.
- 708 [6] Porombka, P., and Höhne, T., 2015, "Drag and Turbulence Modelling for Free Surface  
709 Flows within the Two-Fluid Euler–Euler Framework," *Chem. Eng. Sci.*, **134**, pp. 348–359.
- 710 [7] Tornberg, A.-K., and Engquist, B., 2000, "A Finite Element Based Level-Set Method for  
711 Multiphase Flow Applications," *Comput. Vis. Sci.*, **3**(1–2), pp. 93–101.
- 712 [8] Rosa, E. S., 2012, *Escoamento Multifásico Isotérmico: Modelos de Multifluidos e de  
713 Mistura*, Bookman, Porto Alegre, RS, Brasil.
- 714 [9] Ishii, M., 2006, *Thermo-Fluid Dynamics of Two Phase-Flow*, Springer Science-Business  
715 Media, New York, N.Y.
- 716 [10] Rodriguez, O. M. H., 2011, *Escoamento Multifásico*, ABCM - Associação Brasileira de  
717 Engenharia e Ciências Mecânica, Rio de Janeiro, Brasil.

- 718 [11] Wörner, M., 2003, *A Compact Introduction to the Numerical Modeling of Multiphase*  
719 *Flows*, Forschungszentrum Karlsruhe, Karlsruhe, Alemanha.
- 720 [12] Hurisse, O., 2017, "Numerical Simulations of Steady and Unsteady Two-Phase Flows Using  
721 a Homogeneous Model," *Comput. Fluids*, **152**, pp. 88–103.
- 722 [13] Olsen, J. E., and Skjetne, P., 2016, "Modelling of Underwater Bubble Plumes and Gas  
723 Dissolution with an Eulerian-Lagrangian CFD Model," *Appl. Ocean Res.*, **59**, pp. 193–200.
- 724 [14] Ireland, P. J., and Desjardins, O., 2017, "Improving Particle Drag Predictions in Euler–  
725 Lagrange Simulations with Two-Way Coupling," *J. Comput. Phys.*, **338**, pp. 405–430.
- 726 [15] Kommission, E., Sommerfeld, M., Wachem, B. van, Oliemans, R., and SIAMUF, eds., 2008,  
727 *Best Practice Guidelines for Computational Fluid Dynamics of Dispersed Multi-Phase Flows*,  
728 European Research Community on Flow, Turbulence and Combustion (ERCOFTAC), Brüssel.
- 729 [16] Silva, R., 2015, "Solid/Liquid Suspension Flow in Pipes: Modelling and Experimental  
730 Investigation," Ph.D. thesis, University of Coimbra.
- 731 [17] Zhou, L. X., 2016, "A Review for Developing Two-Fluid Modeling and LES of Turbulent  
732 Combusting Gas-Particle Flows," *Powder Technol.*, **297**, pp. 438–447.
- 733 [18] Duret, B., Reveillon, J., Menard, T., and Demoulin, F. X., 2013, "Improving Primary  
734 Atomization Modeling through DNS of Two-Phase Flows," *Int. J. Multiph. Flow*, **55**, pp.  
735 130–137.
- 736 [19] Mollik, T., Roy, B., and Saha, S., 2017, "Turbulence Modeling of Channel Flow and Heat  
737 Transfer: A Comparison with DNS Data," *Procedia Eng.*, **194**, pp. 450–456.
- 738 [20] Tsukahara, T., Kawase, T., and Kawaguchi, Y., 2011, "DNS of Viscoelastic Turbulent Channel  
739 Flow with Rectangular Orifice at Low Reynolds Number," *Int. J. Heat Fluid Flow*, **32**(3), pp.  
740 529–538.
- 741 [21] Hua, L., Zhao, H., Li, J., Wang, J., and Zhu, Q., 2015, "Eulerian–Eulerian Simulation of  
742 Irregular Particles in Dense Gas–Solid Fluidized Beds," *Powder Technol.*, **284**, pp. 299–311.
- 743 [22] Cubero, A., Sánchez-Insa, A., and Fueyo, N., 2015, "Crossing Trajectories and Phase Change  
744 in Eulerian–Eulerian Models of Disperse Multiphase Flows," *Int. J. Multiph. Flow*, **72**, pp.  
745 141–144.
- 746 [23] Schillings, J., Doche, O., Tano Retamales, M., Bauer, F., Deseure, J., and Tardu, S., 2017,  
747 "Four-Way Coupled Eulerian–Lagrangian Direct Numerical Simulations in a Vertical  
748 Laminar Channel Flow," *Int. J. Multiph. Flow*, **89**, pp. 92–107.
- 749 [24] Banowski, M., Hampel, U., Krepper, E., Beyer, M., and Lucas, D., 2017, "Experimental  
750 Investigation of Two-Phase Pipe Flow with Ultrafast X-Ray Tomography and Comparison  
751 with State-of-the-Art CFD Simulations," *Nucl. Eng. Des.*
- 752 [25] Burlutskiy, E., and Turangan, C. K., 2015, "A Computational Fluid Dynamics Study on Oil-in-  
753 Water Dispersion in Vertical Pipe Flows," *Chem. Eng. Res. Des.*, **93**, pp. 48–54.
- 754 [26] Arunkumar, S., Adhavan, J., Venkatesan, M., Das, S. K., and Balakrishnan, A. R., 2016, "Two  
755 Phase Flow Regime Identification Using Infrared Sensor and Volume of Fluids Method,"  
756 *Flow Meas. Instrum.*, **51**, pp. 49–54.
- 757 [27] Bilger, C., Aboukhedr, M., Vogiatzaki, K., and Cant, R. S., 2017, "Evaluation of Two-Phase  
758 Flow Solvers Using Level Set and Volume of Fluid Methods," *J. Comput. Phys.*
- 759 [28] Pozzetti, G., and Peters, B., 2018, "A Multiscale DEM-VOF Method for the Simulation of  
760 Three-Phase Flows," *Int. J. Multiph. Flow*, **99**, pp. 186–204.

- 761 [29] Amiri, H. A., and Hamouda, A. A., 2013, "Evaluation of Level Set and Phase Field Methods  
762 in Modeling Two Phase Flow with Viscosity Contrast through Dual-Permeability Porous  
763 Medium," *Int. J. Multiph. Flow*, **52**, pp. 22–34.
- 764 [30] Olsson, E., Kreiss, G., and Zahedi, S., 2007, "A Conservative Level Set Method for Two  
765 Phase Flow II," *J. Comput. Phys.*, **225**(1), pp. 785–807.
- 766 [31] Yap, Y. F., Li, H. Y., Lou, J., Pan, L. S., and Shang, Z., 2017, "Numerical Modeling of Three-  
767 Phase Flow with Phase Change Using the Level-Set Method," *Int. J. Heat Mass Transf.*, **115**,  
768 pp. 730–740.
- 769 [32] Zhao, Y., Zhao, C. Y., and Xu, Z. G., 2018, "Numerical Study of Solid-Liquid Phase Change by  
770 Phase Field Method," *Comput. Fluids*, **164**, pp. 94–101.
- 771 [33] Pouraria, H., Seo, J. K., and Paik, J. K., 2016, "Numerical Modelling of Two-Phase Oil–Water  
772 Flow Patterns in a Subsea Pipeline," *Ocean Eng.*, **115**, pp. 135–148.
- 773 [34] Walvekar, R. G., Choong, T. S. Y., Hussain, S. A., Khalid, M., and Chuah, T. G., 2009,  
774 "Numerical Study of Dispersed Oil–Water Turbulent Flow in Horizontal Tube," *J. Pet. Sci.*  
775 *Eng.*, **65**(3–4), pp. 123–128.
- 776 [35] Liu, N., Wang, W., Wang, Y., Wang, Z., Han, J., Wu, C., and Gong, J., 2017, "Comparison of  
777 Turbulent Flow Characteristics of Liquid-Liquid Dispersed Flow between CFD Simulations  
778 and Direct Measurements with Particle Image Velocimetry," *Appl. Therm. Eng.*, **125**, pp.  
779 1209–1217.
- 780 [36] Rodriguez, O. M. H., and Baldani, L. S., 2012, "Prediction of Pressure Gradient and Holdup  
781 in Wavy Stratified Liquid–Liquid Inclined Pipe Flow," *J. Pet. Sci. Eng.*, **96–97**, pp. 140–151.
- 782 [37] Wang, W., Gong, J., and Angeli, P., 2011, "Investigation on Heavy Crude-Water Two Phase  
783 Flow and Related Flow Characteristics," *Int. J. Multiph. Flow*, **37**(9), pp. 1156–1164.
- 784 [38] Silva, R., Garcia, F. A. P., Faia, P. M., Krochak, P., Söderberg, D., Lundell, F., and Rasteiro, M.  
785 G., 2016, "Validating Dilute Settling Suspensions Numerical Data through MRI, UVP and EIT  
786 Measurements," *Flow Meas. Instrum.*, **50**, pp. 35–48.
- 787 [39] Cotas, C. I. P., 2016, "Modelling of Fiber Suspensions Flow in Pipes," Ph.D. thesis,  
788 University of Coimbra.
- 789 [40] Faia, P. M., Silva, R., Rasteiro, M. G., Garcia, F. A. P., Ferreira, A. R., Santos, M. J., Santos, J.  
790 B., and Coimbra, A. P., 2012, "Imaging Particulate Two-Phase Flow in Liquid Suspensions  
791 with Electric Impedance Tomography," *Part. Sci. Technol.*, **30**(4), pp. 329–342.
- 792 [41] Polydorides, N., and Lionheart, W. R. B., 2002, "A Matlab Toolkit for Three-Dimensional  
793 Electrical Impedance Tomography: A Contribution to the Electrical Impedance and Diffuse  
794 Optical Reconstruction Software Project," *Meas. Sci. Technol.*, **13**(12), pp. 1871–1883.
- 795 [42] Parekh, J., and Rzehak, R., 2018, "Euler–Euler Multiphase CFD-Simulation with Full  
796 Reynolds Stress Model and Anisotropic Bubble-Induced Turbulence," *Int. J. Multiph. Flow*,  
797 **99**, pp. 231–245.
- 798 [43] COMSOL Multiphysics, 2017, "User Guide Version 5.3."
- 799 [44] Ishii, M., and Zuber, N., 1979, "Drag Coefficient and Relative Velocity in Bubbly, Droplet or  
800 Particulate Flows," *AIChE J.*, **25**(5), pp. 843–855.
- 801 [45] Liu, Z., and Li, B., 2018, "Scale-Adaptive Analysis of Euler-Euler Large Eddy Simulation for  
802 Laboratory Scale Dispersed Bubbly Flows," *Chem. Eng. J.*, **338**, pp. 465–477.

- 803 [46] Wachem, van B. G., Schouten, J. C., van den Bleek, C. M., Krishna, R., and Sinclair, J. L.,  
804 2001, "Comparative Analysis of CFD Models of Dense Gas–Solid Systems," *AIChE J.*, **47**(5),  
805 pp. 1035–1051.
- 806 [47] Kundu, P., Kumar, V., and Mishra, I. M., 2015, "Modeling the Steady-Shear Rheological  
807 Behavior of Dilute to Highly Concentrated Oil-in-Water (o/w) Emulsions: Effect of  
808 Temperature, Oil Volume Fraction and Anionic Surfactant Concentration," *J. Pet. Sci. Eng.*,  
809 **129**, pp. 189–204.
- 810 [48] Xu, X.-X., 2007, "Study on Oil–Water Two-Phase Flow in Horizontal Pipelines," *J. Pet. Sci.*  
811 *Eng.*, **59**(1), pp. 43–58.
- 812 [49] Sharma, A., Al-Sarkhi, A., Sarica, C., and Zhang, H.-Q., 2011, "Modeling of Oil–Water Flow  
813 Using Energy Minimization Concept," *Int. J. Multiph. Flow*, **37**(4), pp. 326–335.
- 814 [50] Kuzmin, D., Mierka, O., and Turek, S., 2007, "On the Implementation of the  $\kappa$ - $\epsilon$  Turbulence  
815 Model in Incompressible Flow Solvers Based on a Finite Element Discretisation," *Int. J.*  
816 *Comput. Sci. Math.*, **1**(2/3/4), p. 193.
- 817 [51] Lopez de Bertodano, M., Lahey, R. T., and Jones, O. C., 1994, "Development of a K- $\epsilon$  Model  
818 for Bubbly Two-Phase Flow," *J. Fluids Eng.*, **116**(1), p. 128.
- 819 [52] Hou, B., Wang, X., Zhang, T., and Li, H., 2017, "A Model for Improving the Euler–Euler Two-  
820 Phase Flow Theory to Predict Chemical Reactions in Circulating Fluidized Beds," *Powder*  
821 *Technol.*, **321**, pp. 13–30.
- 822 [53] Pond, I., Ebadi, A., Dubief, Y., and White, C. M., 2017, "An Integral Validation Technique of  
823 RANS Turbulence Models," *Comput. Fluids*, **149**, pp. 150–159.
- 824 [54] COMSOL Multiphysics, 2013, "User Guide Version 4.4."
- 825 [55] Wilcox, D. C., 2006, *Turbulence Modeling for CFD*, DCW Industries, La C nada, Calif.
- 826 [56] da Silva, M., Sad, C. M. S., Pereira, L. B., Corona, R. R. B., Bassane, J. F. P., dos Santos, F. D.,  
827 Neto, D. M. C., Silva, S. R. C., Castro, E. V. R., and Filgueiras, P. R., 2018, "Study of the  
828 Stability and Homogeneity of Water in Oil Emulsions of Heavy Oil," *Fuel*, **226**, pp. 278–285.
- 829 [57] Dra i c, S., Sladoje, N., and Lindblad, J., 2016, "Estimation of Feret’s Diameter from Pixel  
830 Coverage Representation of a Shape," *Pattern Recognit. Lett.*, **80**, pp. 37–45.
- 831 [58] Allen, T., 2013, *Particle Size Measurement*, Springer, New York, NY.
- 832 [59] Fangary, Y. S., Williams, R. A., Neil, W. A., Bond, J., and Faulks, I., 1998, "Application of  
833 Electrical Resistance Tomography to Detect Deposition in Hydraulic Conveying Systems,"  
834 *Powder Technol.*, **95**(1), pp. 61–66.
- 835 [60] Norman, J. T., Nayak, H. V., and Bonnezaze, R. T., 2005, "Migration of Buoyant Particles in  
836 Low-Reynolds-Number Pressure-Driven Flows," *J. Fluid Mech.*, **523**, pp. 1–35.
- 837 [61] Wang, M., Jones, T. F., and Williams, R. A., 2003, "Visualization of Asymmetric Solids  
838 Distribution in Horizontal Swirling Flows Using Electrical Resistance Tomography," *Chem.*  
839 *Eng. Res. Des.*, **81**(8), pp. 854–861.
- 840 [62] Gigu re, R., Fradette, L., Mignon, D., and Tanguy, P. A., 2008, "Characterization of Slurry  
841 Flow Regime Transitions by ERT," *Chem. Eng. Res. Des.*, **86**(9), pp. 989–996.
- 842

10<sup>th</sup> International Conference on Multiphase Flow(Lisboa – Portugal)

## Oil/Water flow in a horizontal pipe – dispersed flow regime

D. S. Santos<sup>1</sup>, F.A.P. Garcia<sup>1</sup>, M.G. Rasteiro<sup>1</sup>, P.M. Faia<sup>2\*</sup>

<sup>1</sup>Chemical Process Engineering and Forest Products Research Centre (CIEPQPF), Department of Chemical Engineering, Faculty of Sciences and Technology, University of Coimbra, Polo 2, Pinhal de Marrocos, 3030-290 Coimbra, Portugal,

<sup>2</sup>Center of Mechanical Engineering, Materials and Processes (CEMMPRE), Electrical and Computers Engineering Department, Faculty of Sciences and Technology of the University of Coimbra, Polo 2, Pinhal de Marrocos, 3030-290 Coimbra, Portugal.

\* [faia@deec.uc.pt](mailto:faia@deec.uc.pt)

In multiphase fluids flow, the formation of dispersed patterns, where one of the phases is completely dispersed in the other one (continuous medium) is common, for example, in crude oil extraction, during the transport of water/oil mixtures.

In this work, experimental and numerical studies were carried out for the flow of an oil/water mixture in a horizontal pipe, the dispersed liquid being a paraffin (oil with density  $843 \text{ kg.m}^{-3}$  and viscosity  $0.025 \text{ Pa.s}$ ) and the continuous medium a water solution doped with NaCl ( $1000 \text{ }\mu\text{S.cm}^{-1}$ ). The tests were made for oil concentrations of 0.01, 0.13 and 0.22 v/v and velocities of the mixture between  $0.9$  and  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$ . Experimental work was performed in a pilot rig equipped with an Electrical Impedance Tomography (EIT) system. Information on pressure drop, EIT maps, volumetric concentrations in the vertical diameter of the pipe and flow images were obtained. Simulations were performed in 2D geometry using the Eulerian-Eulerian approach and the k- $\epsilon$  model for turbulence modelling. The model was implemented in a Computational Fluid Dynamics (CFD) platform with the program COMSOL Multiphysics version 5.3. The simulations were carried out using the Schiller-Neumann correlation for the drag coefficient and two equations for the viscosity calculation: Guth and Simba (1936) and Pal (2000). For the validation of the simulations, the pressure drop was the main control parameter.

The simulations predicted the fully dispersed flow patterns and the pressure drop calculated when using the Pal (2000) equation for the viscosity calculation showed the best fit. The results of the images of the flows obtained by the photographs and simulations were in good agreement.

*Keywords: Oil/water flows, dispersed flow pattern, pressure drop, Euler-Euler model.*

## 1 INTRODUCTION

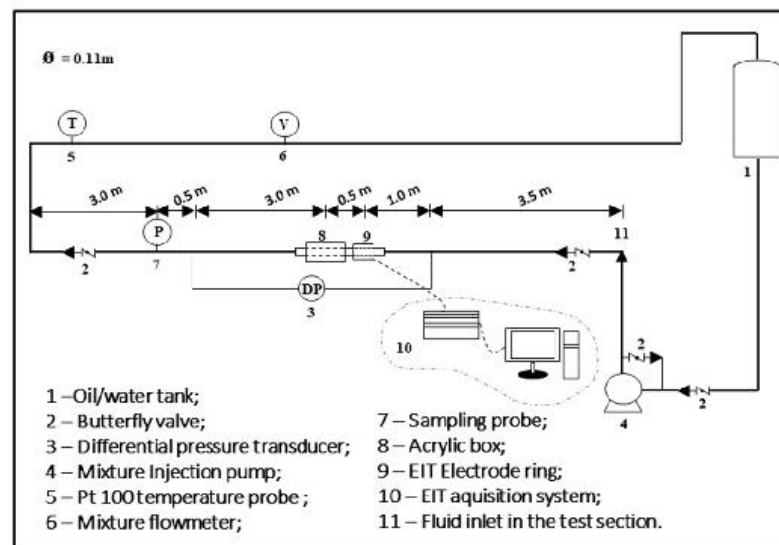
Multiphase flows in pipe occur in many industrial sectors, being most important in the petroleum industry. In petroleum extraction and production processes, oil transport occurs along with other materials (water, air and solid particles) [1]. Thus, depending on the materials transported, the flow can be biphasic (oil/water, water/air, air/solids, etc), three-phase (air/water/solid, air/oil/solid, etc) or multiphasic (more than three phases) [1–4]. The interaction between the fluids, when transported, leads to the formation of flow patterns, being the main ones classified as dispersed, stratified and intermittent [5]. In addition, the long distances that the fluids travel until reaching their destination demand very high energy costs [6]. Studies have been developed in the search for optimization and creation of fluid pumping systems that lead to the reduction of energy consumption. In the literature, experimental studies have been carried out to characterize the different types of flow [2], the presence of the waves at the interface [7,8], the transition between flow patterns [9], among others. These studies involve filming of the flow, sampling techniques [5] and non-invasive techniques, such as some tomographic techniques. In the latter case, these techniques obtain information about the system through measurement of the electromagnetic, acoustic or electrical properties of the fluids [10–15]. In addition to the experimental studies, flow simulations have also been extensively developed. Numerical simulations have been performed using methods based on the solution of the transport equations for the fluids

through the direct simulation of local and instantaneous equations, such as level-set method [16–18], phase-field method [19,20] or volume of fluids (VOF) method [20,21], or through the solution of the average equations. In the latter case, the systems can be modelled using a homogeneous model, where the phases are treated as pseudofluids with average properties, in this approach, the flow pattern is treated in a less detailed way [22], through a Lagrangean-Eulerian approach, where one of the phases is treated from an Eulerian perspective (as in the single phase flow) and the other phase receives a Lagrangian treatment [23,24], or using an Eulerian-Eulerian approach, where each phase is treated continuously and the coupling between the phases occurs through interfacial terms [25–27].

In this work, a numerical simulation study was developed to describe the dispersed oil/water flow in a horizontal pipe (length of 11.5m and internal diameter of 0.11m) and another experimental study to validate the simulations. For the simulation, a Eulerian-Eulerian approach was used in conjunction with the Reynolds-averaged Navier-Stoke equations (RANS) and the  $k-\epsilon$  turbulence model implemented in COMSOL Multiphysics 5.3. In the experimental study, Electrical Impedance Tomography (EIT) was used to identify the flow pattern and determine the distribution of the phases within the pipe. Simulation validation was performed by comparing the pressure drop data.

## 2 EXPERIMENTAL SETUP

The experimental tests for the oil/water dispersed flow were performed in a pilot plant rig (see Fig. 1).



**Figure 1:** Scheme of the closed-loop pipeline.

The test fluids were liquid paraffin (density of  $843 \pm 1 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$  and viscosity of  $0.025 \pm 0.0002 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ) and water saline solution doped with NaCl (to allow a higher contrast between the phases in the EIT images), the interfacial tension is  $46.0 \pm 0.1 \text{ mN}\cdot\text{m}$ . The tests were performed for mixtures with oil concentration of 0.01, 0.13 and 0.22 v/v and velocities between  $0.9$  and  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , in a straight section of the rig with length of 11.5m and internal diameter of 0.11m. The experiments were carried out at constant temperature. Data on pressure drop, flow rate, temperature, samples of the mixture along the vertical radius of the pipe and crude data of the electrical impedance tomography technique (EIT) were collected.

For the EIT system, a ring with 32 titanium electrodes, 5mm in diameter, circumferentially and equally spaced, inserted in the acrylic tube, was used (a more comprehensive description can be found in [13,28]). Tests were done with an excitation frequency of 60 kHz, with 2V peak-to-peak amplitude, and acquiring 1000 frames per second. In this manuscript, the opposite injection and measuring protocols were used. For the reconstruction of the images, the open software EIDORS was used off-line [29].

### 3 MATHEMATICAL MODEL DESCRIPTION

In this work a Euler-Euler strategy was considered. Assuming that there is no mass transfer and that both phases are incompressible, the continuity equations for the continuous phase, Eq. 1, and dispersed, Eq. 2, are:

$$\frac{\partial(\rho_c \alpha_c)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_c \alpha_c u_c) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial(\rho_d \alpha_d)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_d \alpha_d u_d) = 0 \quad (2)$$

The volume fractions are assumed to be continuous functions and their sum is equal to one  $\alpha_c = 1 - \alpha_d$ . Where  $\rho$  is the density,  $\alpha$  is the volumetric fraction,  $t$  is the time,  $u$  is the velocity and the subscripts  $c$  and  $d$  correspond, respectively, to the continuous and the dispersed phases.

The equations for the momentum balance for the continuous phase, Eq. (3), and dispersed, Eq. (4), are presented below [17]:

$$\rho_c \alpha_c \left[ \frac{\partial}{\partial t} (u_c) + u_c \nabla \cdot (u_c) \right] = -\alpha_c \nabla P + \nabla \cdot (\alpha_c \tau_c) + \alpha_c \rho_c g + F_{m,c} \quad (3)$$

$$\rho_d \alpha_d \left[ \frac{\partial}{\partial t} (u_d) + u_d \nabla \cdot (u_d) \right] = -\alpha_d \nabla P + \nabla \cdot (\alpha_d \tau_d) + \alpha_d \rho_d g + F_{m,d} \quad (4)$$

where  $F_m$  is the term for the interfacial momentum transfer,  $P$  is the pressure,  $g$  is gravity and  $\tau$  is the viscous stress tensor.

In this model, the fluid phases are considered Newtonian in both equations and the viscous tensors for each phase can be written as:

$$\tau_c = \mu_c \left( \nabla u_c + (\nabla u_c)^T - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_c) I \right) \quad (5)$$

$$\tau_d = \mu_d \left( \nabla u_d + (\nabla u_d)^T - \frac{2}{3} (\nabla \cdot u_d) I \right) \quad (6)$$

In this work, two viscosity models were used to predict the rheological behavior of dispersed system:

Guth and Simba (1936) model - this model considers the interaction between droplets and can be used for a wider range of dispersed phase concentrations [30,31].

$$n_r = 1 + 2.5\alpha_d + 14.1\alpha_d^2 \quad (7)$$

where  $n_r$  is the relative viscosity given by:

$$n_r = \frac{\mu}{\mu_d} \quad (8)$$

Pal (2000) model – proposes an empirical equation based on experimental data for the viscosity of different emulsion systems, covering a wide range of the viscosity ratio between dispersed phase and continuous phase,  $4.1 \times 10^{-3}$  to  $1.17 \times 10^3$  [32]:

$$n_r^{-2.5} \left[ \frac{2n_r + 5b}{2 + 5b} \right]^{-2.5} = 1 - b_0 \alpha_d \quad (9)$$

where  $b$  is the viscosity ratio between the continuous and the dispersed phases. Regarding  $b_0$ , if no experimental data is available, the parameter becomes equal to 1.35.

The drag force for the dispersed flow can be defined as:

$$F_{drag,c} = F_{drag,d} = \beta u_s \quad (10)$$

$$\beta = \frac{3\alpha_d \rho_c C_d}{4\phi_d} |u_s| \quad (11)$$

where  $F_{drag,c}$  is the drag force for the continuous phase,  $F_{drag,d}$  is the drag force for the dispersed phase,  $\beta$  is the sliding force coefficient,  $\phi_d$  is the droplet diameter,  $C_d$  is the drag coefficient for the diluted flow and  $u_s$  is the slip velocity between phases and is given by:

$$u_s = u_d - u_c \quad (12)$$

The drag coefficient was calculated by the Schiller-Neumann correlation [33]:

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re_p} (1 + 0.15 Re_p^{0.687}) & Re_p < 1000 \\ 0.44 & Re_p > 1000 \end{cases} \quad (13)$$

where  $Re_p$  is the Reynolds of the particle and can be defined as:

$$Re_p = \frac{\phi_d \rho_c |u_s|}{\mu_c} \quad (14)$$

#### Turbulence model

In this work, the RANS method was used to model turbulent flows. So, in this approach all time-dependent functions are expressed as the sum of a temporal mean and a floating component. The closing equation for the turbulent viscosity is given by [27]:

$$\mu_T = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (15)$$

where  $C_\mu$  is an experimentally obtained constant.

## 4 RESULTS AND DISCUSSION

For the simulations, the following hypotheses were applied: steady state, turbulent flow, incompressible, isothermal and without mass transfer between phases. The following input



values were required: the tube wall roughness ( $10^{-4}$  m), the fluid inlet velocities, the volumetric oil concentration, the fluid properties and the droplet diameter ( $120 \mu\text{m}$ ). The boundary conditions used for the simulations were the velocities of the mixture at the inlet, zero pressure at the outlet and no slip at the wall.

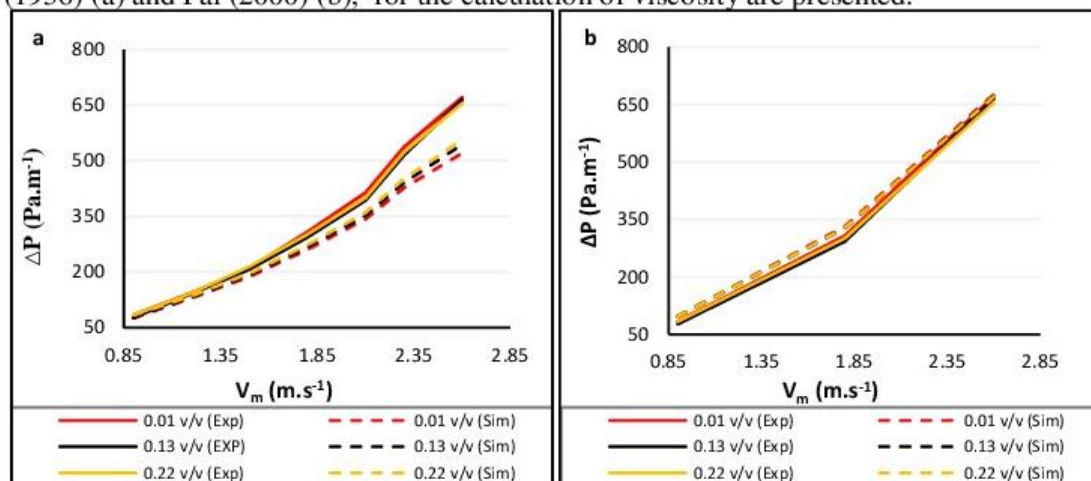
### Geometry and mesh

The geometry and meshes were implemented using the COMSOL Multiphysics® program. Mesh independency studies were conducted for a volumetric oil concentration of 0.01 and velocity of the mixture of  $0.9 \text{ m.s}^{-1}$ . The best mesh (pressure drop independent of further refinement) corresponded to 91371 elements. So, the number of elements of the mesh used in the simulations for a 2D geometry was 91371.

In this study, the simulations compare the results of the tests obtained using two different equations for the viscosity calculation: Guth and Simba (1936) and Pal (2000).

### 4.1 Pressure Drop

In Fig. 2, graphs of pressure drop versus velocity of the mixture for the oil concentrations of 0.01, 0.13 and 0.22 v/v and for simulations performed using the equations of Guth and Simba (1936) (a) and Pal (2000) (b), for the calculation of viscosity are presented.



**Figure 2:** Pressure drop versus velocity of the mixture. Viscosity calculated by (a) the Guth and Simba (1936) equation and (b) the Pal (2000) equation.

It is observed that for the lower velocities of the mixture, the two equations presented close values, similar to the experimental ones. However, the increase in velocity led the Guth and Simba equation (1936) to obtain values of pressure drop that are further away from the experimental ones, what was not observed for the equation of Pal (2000). In Tables 1 to 3, we find the experimental and simulated pressure drop values. Pressure drop was obtained for volumetric concentrations of 0.01 (Tab. 1), 0.13 (Tab. 2) and 0.22 (Tab. 3), and for mixing velocities between  $0.9$  and  $2.6 \text{ m.s}^{-1}$ . The results show that the viscosity equation for the mixture has relevant influence on the values of pressure drop.

**Table 1:** Experimental and simulated pressure drop values ( $\Delta P$ ) for oil/water dispersed flow. For the simulations, the viscosity is calculated by the Guth and Simba (1936) and Pal (2000) equations. Oil concentration of 0.01 v/v.

$V_m$ ( $m.s^{-1}$ )	$\Delta P_{Exp}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Schiller-Neumann			
		Guth and Simba (1936) (Pa.s)		Pal (2000) (Pa.s)	
		$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Error (%)	$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Error (%)
0.9	83.3	75.7	9.7	97.7	16.6
1.2	143.9	129.1	10.3	-	-
1.5	210.1	187.3	10.6	-	-
1.8	307.6	260.6	15.2	332.2	8.1
2.1	414.1	343.3	17.1	-	-
2.3	536.9	427.8	20.3	-	-
2.6	671.1	513.9	23.4	676.0	0.7

**Table 2:** Experimental and simulated pressure drop values ( $\Delta P$ ) for oil/water dispersed flow. For the simulations, the viscosity is calculated by the Guth and Simba (1936) and Pal (2000) equations. Oil concentration of 0.13 v/v.

$V_m$ ( $m.s^{-1}$ )	$\Delta P_{Exp}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Schiller-Neumann			
		Guth and Simba (1936) (Pa.s)		Pal (2000) (Pa.s)	
		$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Error (%)	$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Error (%)
0.9	77.3	77.7	0.5	97.0	25.4
1.2	141	132.3	6.2	-	-
1.5	206.8	192.5	6.9	-	-
1.8	293.2	267	8.9	328.0	11.8
2.1	393.2	352	10.4	-	-
2.3	516.3	441.3	14.5	-	-
2.6	664.5	543.8	18.1	670.1	0.8

**Table 3:** Experimental and simulated pressure drop values ( $\Delta P$ ) for oil/water dispersed flow. For the simulations, the viscosity is calculated by the Guth and Simba (1936) and Pal (2000) equations. Oil concentration of 0.22 v/v.

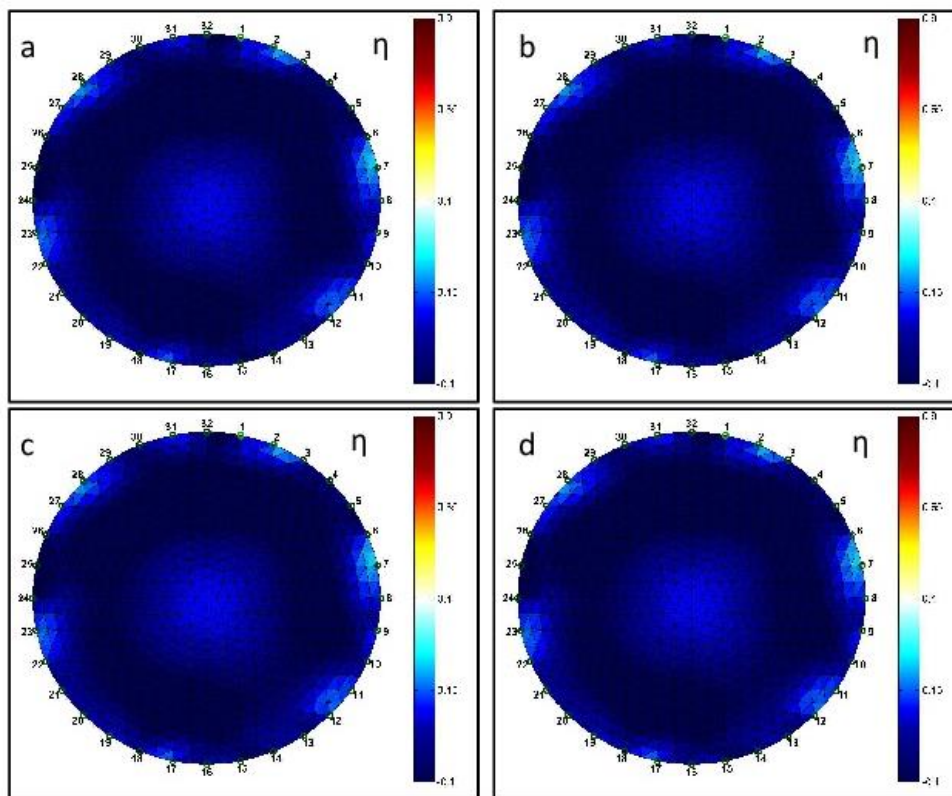
$V_m$ ( $m.s^{-1}$ )	$\Delta P_{Exp}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Schiller-Neumann			
		Guth and Simba (1936) (Pa.s)		Pal (2000) (Pa.s)	
		$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Error (%)	$\Delta P_{Sim}$ ( $Pa.m^{-1}$ )	Error (%)
0.9	83.6	83.8	0.2	97.0	16.0
1.2	142.7	135.5	5.3	-	-
1.5	214.5	196.5	8.4	-	-
1.8	301.6	273.1	9.4	328.5	8.9
2.1	400.8	360.4	10.1	-	-
2.3	523.9	451.4	13.8	-	-
2.6	654.6	556	15.1	670.1	2.4

## 4.2 Concentration Profiles

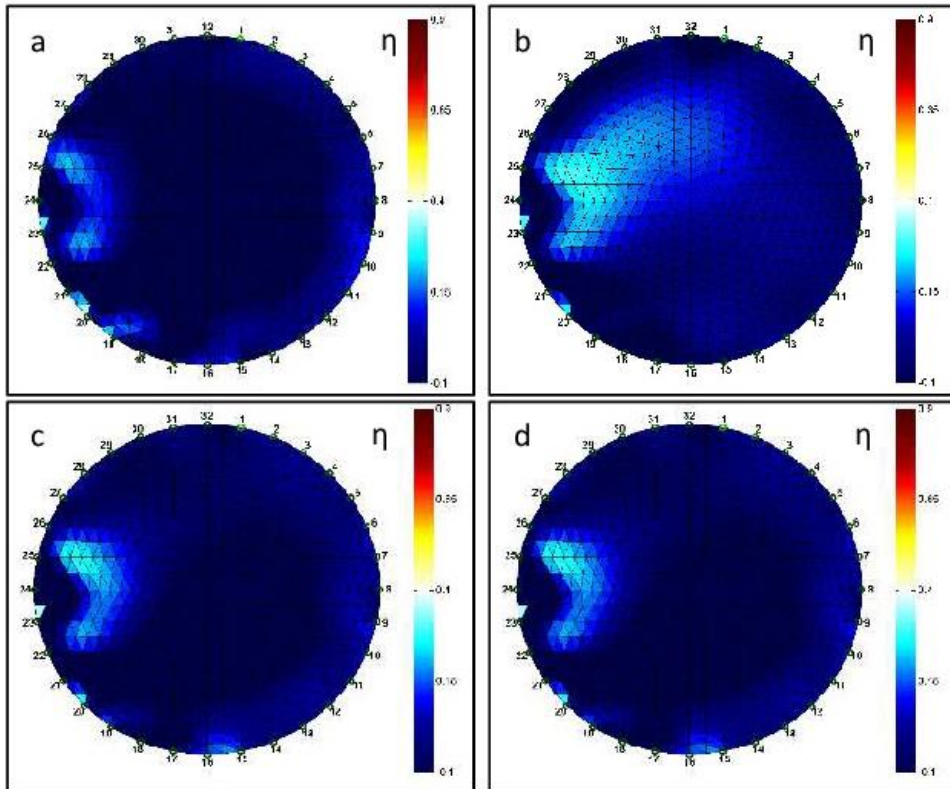
In Figs. 3, 4 and 5 the reconstructed images for oil concentrations of 0.01, 0.13 and 0.22 v/v, and mixture velocities of 0.9, 1.5, 2.1 and 2.6 m.s<sup>-1</sup> are presented. For the representation of the variation of the normalized conductivity, a color system was used, where the red and blue colors indicate the normalized conductivity values for the pure oil and aqueous phases, respectively, and the variation between both colors, corresponds to the mixtures between the two phases. The normalization is done using the reference measurements for the 1000 m.S.cm<sup>-1</sup> NaCl solution without oil.  $\eta$  is the normalized conductivity,  $\sigma_m$  is the conductivity of the mixture and  $\sigma_o$  is the reference conductivity:

$$\eta = \frac{\sigma_m - \sigma_o}{\sigma_o} \quad (16)$$

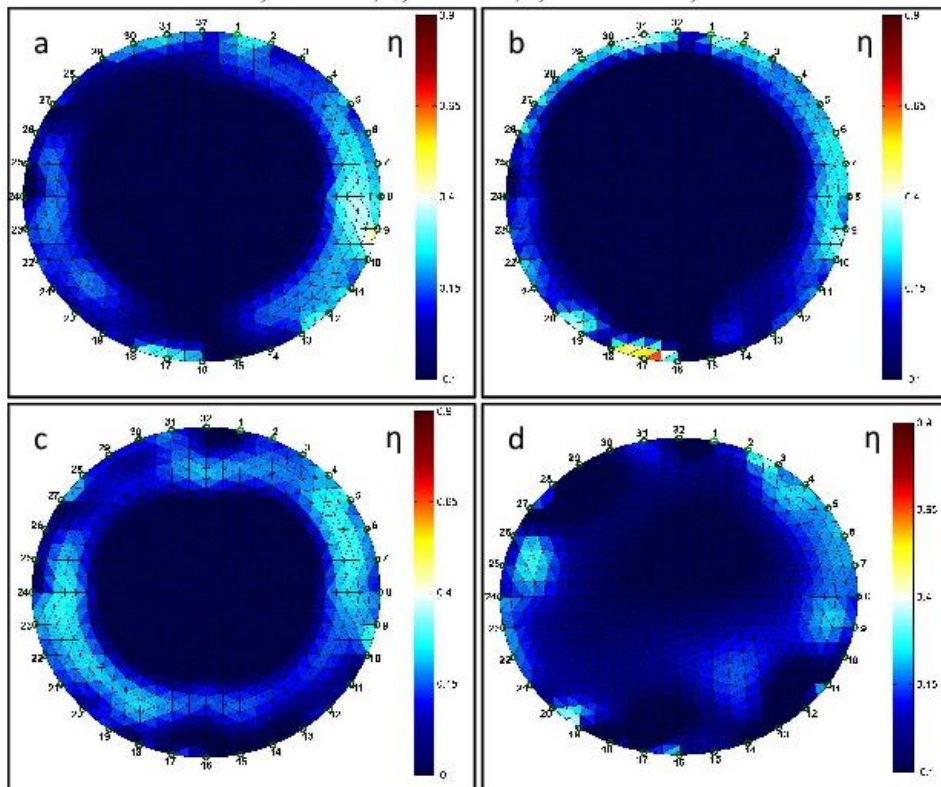
In the EIT images, it was not possible to distinguish the oil droplets because of their small size, but a homogeneous pattern was observed for all situations tested, confirming the existence of a dispersed flow pattern. However, as the oil concentration increased, the patterns became more heterogeneous (Figs. 4 and 5), with a higher predominance of the light blue color (oil/water mixture) when the oil concentration increased.



**Figure 3:** EIT images for oil/water dispersed flow. Oil concentration of 0.01 v/v and velocities of the mixture: a) 0.9 m.s<sup>-1</sup>, b) 1.5 m.s<sup>-1</sup>, c) 2.1 m.s<sup>-1</sup> e d) 2.6 m.s<sup>-1</sup>.



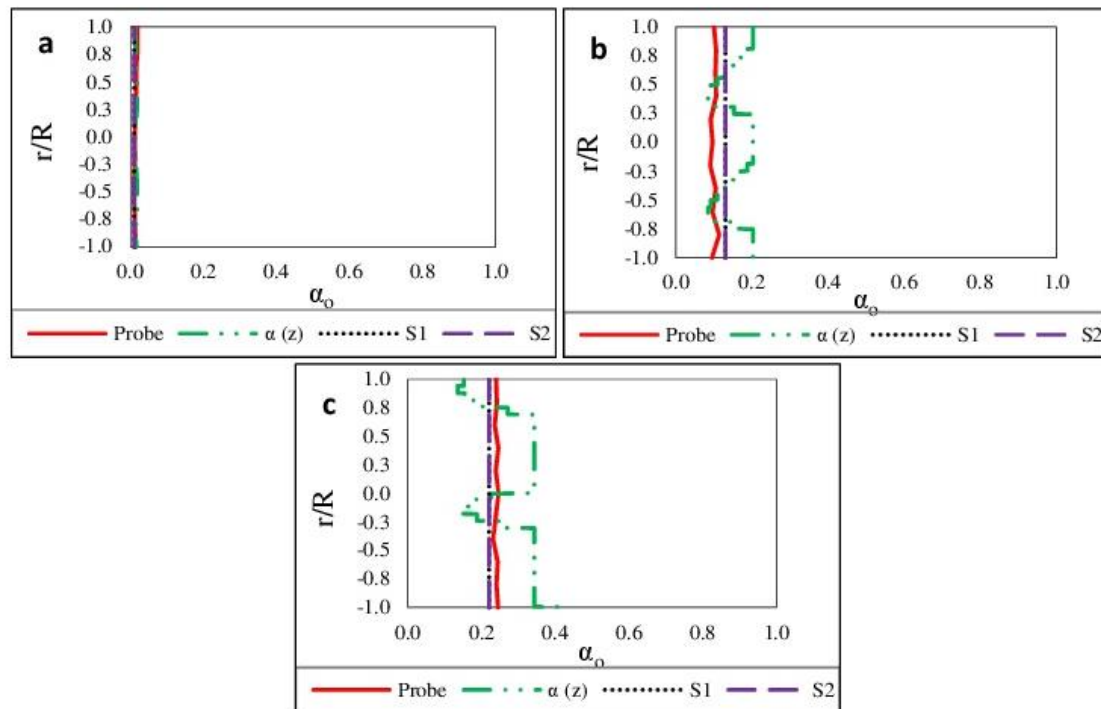
**Figure 4:** EIT images for oil/water dispersed flow. Oil concentration of 0.13 v/v and velocities of the mixture: a) 0.9 m.s<sup>-1</sup>, b) 1.5 m.s<sup>-1</sup>, c) 2.1 m.s<sup>-1</sup> e d) 2.6 m.s<sup>-1</sup>.



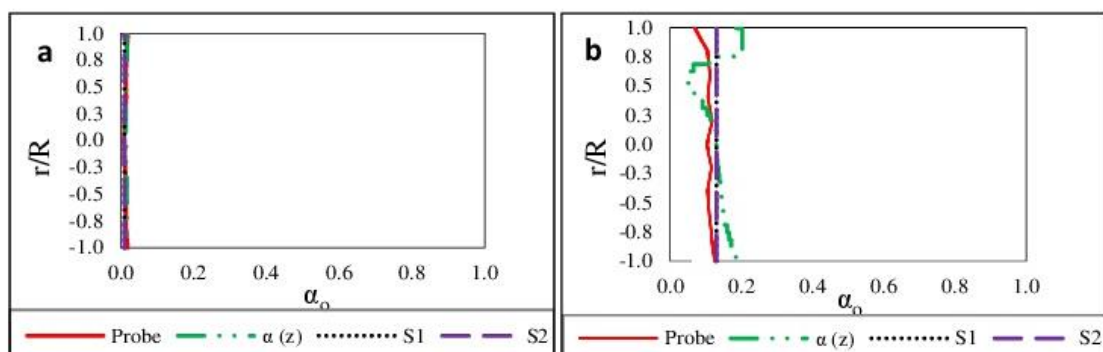
**Figure 5:** EIT images for oil/water dispersed flow. Oil concentration of 0.22 v/v and velocities of the mixture: a) 0.9 m.s<sup>-1</sup>, b) 1.5 m.s<sup>-1</sup>, c) 2.1 m.s<sup>-1</sup> e d) 2.6 m.s<sup>-1</sup>.

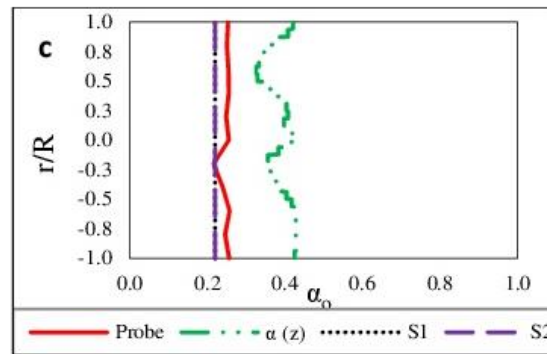
In Figs. 6 and 7, the volumetric oil concentration radial profiles (1D) obtained by the sampling/pycnometry and EIT and through the simulations are presented. Those profiles correspond to oil concentrations of 0.01, 0.13 and 0.22 v/v and to the velocities of the mixture of 0.9 m.s<sup>-1</sup> (Fig 6) and 2.6 m.s<sup>-1</sup> (Fig 7). In the case of the EIT technique, the normalized conductivity profiles were converted to volumetric concentrations of the oil using a methodology that calculates the oil concentration ( $\alpha(z)$ ) through the ratio of the volumetric concentration of the oil ( $\alpha_0$ ) to a control area along the radius ( $A_\sigma$ ) multiplied by the normalized conductivity ( $\eta$ ) Eq. 16 [13]:

$$\alpha(z) = \frac{\alpha_0}{A_\sigma} \eta \quad (17)$$



**Figure 6:** Radial profile of the oil volumetric concentration (1D) for oil/water dispersed flow. Velocity of the mixture of 0.9 m.s<sup>-1</sup> and oil concentration of a) 0.01 v/v, b) 0.13 v/v and c) 0.22 v/v. In the simulations, (S1) corresponds to the Guth and Simba (1936) equation and (S2) to the Pal (2000) equation.





**Figure 7:** Radial profile of the oil volumetric concentration (1D) for oil/water dispersed flow. Velocity of the mixture of  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$  and oil concentration of a) 0.01 v/v, b) 0.13 v/v and c) 0.22 v/v. In the simulations, (S1) corresponds to the Guth and Simba (1936) equation and (S2) to the Pal (2000) equation.

The concentration profiles of the oil (EIT) show, for the oil concentration of 0.01 v/v, agreement with the profiles obtained through pycnometry. For the oil concentration of 0.13 v/v, the EIT profiles presented also reasonable agreement. Finally, for the oil concentration of 0.22 v/v, the concentration profiles presented overestimated results, comparing with the data obtained by the probe, for the highest velocity. As for the simulated profiles, (S1) corresponding to the Guth and Simba (1936) equation and (S2) to the Pal (2000) equation, the profiles are identical independently of the equation used, and were able to predict the experimental results satisfactorily.

### 4.3 CONCLUSIONS

In this work, the experimental tests were able to reproduce the dispersed flow pattern for three volumetric oil concentrations and for a range of velocities of the mixture, in a horizontal pipe, from  $0.9$  to  $2.6 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ , while using liquid paraffin to mimic the crude oil. The dispersed flow regime was confirmed using the EIT technique.

The best fit between the simulated and experimental values of pressure drop was obtained using the equation of Pal (2000) for the mixture viscosity and the Schiller Neumann correlation for drag coefficient.

Regarding the 1D radial profiles, EIT agreed reasonably well with the data obtained through sampling/pycnometry, except for the highest concentration and velocity. In general, the 1D simulated oil concentration profiles agreed well with the experimental radial volumetric oil concentration profiles, obtained by sampling and pycnometry.

### ACKNOWLEDGEMENTS

This work was conducted during a scholarship supported by the International Cooperation Program CAPES/COFECUB, financed by CAPES – Brazilian Federal Agency for Support and Evaluation of Graduate Education (BEX: 9270/13-2). We also acknowledge the financial support of the Portuguese Foundation for Science and Technology (PEST – UI102 – 2013).

### REFERENCES

- [1] Rodriguez, O. M. H., 2011, *Escoamento Multifásico*, ABCM - Associação Brasileira de Engenharia e Ciências Mecânica, Rio de Janeiro, Brasil.
- [2] Trallero, J. L., Sarica, C., Brill, J. P., and others, 1997, "A Study of Oil-Water Flow Patterns in Horizontal Pipes," *SPE Prod. Facil.*, **12**(03), pp. 165–172.

- [3] Tan, C., Wu, H., and Dong, F., 2013, "Horizontal Oil–Water Two-Phase Flow Measurement with Information Fusion of Conductance Ring Sensor and Cone Meter," *Flow Meas. Instrum.*, **34**, pp. 83–90.
- [4] Grassi, B., Strazza, D., and Poesio, P., 2008, "Experimental Validation of Theoretical Models in Two-Phase High-Viscosity Ratio Liquid–Liquid Flows in Horizontal and Slightly Inclined Pipes," *Int. J. Multiph. Flow*, **34**(10), pp. 950–965.
- [5] Wang, W., Gong, J., and Angeli, P., 2011, "Investigation on Heavy Crude-Water Two Phase Flow and Related Flow Characteristics," *Int. J. Multiph. Flow*, **37**(9), pp. 1156–1164.
- [6] Rodriguez, O. M. H., and Baldani, L. S., 2012, "Prediction of Pressure Gradient and Holdup in Wavy Stratified Liquid–Liquid Inclined Pipe Flow," *J. Pet. Sci. Eng.*, **96**, pp. 140–151.
- [7] Al-Wahaibi, T., and Angeli, P., 2011, "Experimental Study on Interfacial Waves in Stratified Horizontal Oil–Water Flow," *Int. J. Multiph. Flow*, **37**(8), pp. 930–940.
- [8] Rodriguez, O. M., and Castro, M. S., 2014, "Interfacial-Tension-Force Model for the Wavy-Stratified Liquid–Liquid Flow Pattern Transition," *Int. J. Multiph. Flow*, **58**, pp. 114–126.
- [9] Al-Wahaibi, T., Yusuf, N., Al-Wahaibi, Y., and Al-Ajmi, A., 2012, "Experimental Study on the Transition between Stratified and Non-Stratified Horizontal Oil–Water Flow," *Int. J. Multiph. Flow*, **38**, pp. 126–135.
- [10] Wang, M., 2015, *Industrial Tomography: Systems and Applications*, Elsevier, Boston, MA.
- [11] Ismail, I., Gamio, J. C., Bukhari, S. A., and Yang, W. Q., 2005, "Tomography for Multi-Phase Flow Measurement in the Oil Industry," *Flow Meas. Instrum.*, **16**(2), pp. 145–155.
- [12] Hasan, N. M., and Azzopardi, B. J., 2007, "Imaging Stratifying Liquid–Liquid Flow by Capacitance Tomography," *Flow Meas. Instrum.*, **18**(5), pp. 241–246.
- [13] Silva, R., Garcia, F. A. P., Faia, P. M., Krochak, P., Söderberg, D., Lundell, F., and Rasteiro, M. G., 2016, "Validating Dilute Settling Suspensions Numerical Data through MRI, UVP and EIT Measurements," *Flow Meas. Instrum.*, **50**, pp. 35–48.
- [14] Che, H. Q., Wu, M., Ye, J. M., Yang, W. Q., and Wang, H. G., 2017, "Monitoring a Lab-Scale Wurster Type Fluidized Bed Process by Electrical Capacitance Tomography," *Flow Meas. Instrum.*
- [15] Vauhkonen, M., 1997, "Electrical Impedance Tomography and Prior Information."
- [16] Bilger, C., Aboukhedr, M., Vogiatzaki, K., and Cant, R. S., 2017, "Evaluation of Two-Phase Flow Solvers Using Level Set and Volume of Fluid Methods," *J. Comput. Phys.*, **345**, pp. 665–686.
- [17] Yap, Y. F., Li, H. Y., Lou, J., Pan, L. S., and Shang, Z., 2017, "Numerical Modeling of Three-Phase Flow with Phase Change Using the Level-Set Method," *Int. J. Heat Mass Transf.*, **115**, pp. 730–740.
- [18] Olsson, E., and Kreiss, G., 2005, "A Conservative Level Set Method for Two Phase Flow," *J. Comput. Phys.*, **210**(1), pp. 225–246.
- [19] Alam, J. M., 2017, "A Wavelet Based Numerical Simulation Technique for Two-Phase Flows Using the Phase Field Method," *Comput. Fluids*, **146**, pp. 143–153.
- [20] Zhao, J., Wang, Q., and Yang, X., 2016, "Numerical Approximations to a New Phase Field Model for Two Phase Flows of Complex Fluids," *Comput. Methods Appl. Mech. Eng.*, **310**, pp. 77–97.
- [21] Pozzetti, G., and Peters, B., 2018, "A Multiscale DEM-VOF Method for the Simulation of Three-Phase Flows," *Int. J. Multiph. Flow*, **99**, pp. 186–204.

- [22] Arunkumar, S., Adhavan, J., Venkatesan, M., Das, S. K., and Balakrishnan, A. R., 2016, "Two Phase Flow Regime Identification Using Infrared Sensor and Volume of Fluids Method," *Flow Meas. Instrum.*, **51**, pp. 49–54.
- [23] Angeli, P., and Hewitt, G. F., 1999, "Pressure Gradient in Horizontal Liquid–Liquid Flows," *Int. J. Multiph. Flow*, **24**(7), pp. 1183–1203.
- [24] Schillings, J., Doche, O., Tano Retamales, M., Bauer, F., Deseure, J., and Tardu, S., 2017, "Four-Way Coupled Eulerian–Lagrangian Direct Numerical Simulations in a Vertical Laminar Channel Flow," *Int. J. Multiph. Flow*, **89**, pp. 92–107.
- [25] Kommission, E., Sommerfeld, M., Wachem, B. van, Oliemans, R., and SIAMUF, eds., 2008, *Best Practice Guidelines for Computational Fluid Dynamics of Dispersed Multi-Phase Flows*, European Research Community on Flow, Turbulence and Combustion (ERCOFTAC), Brüssel.
- [26] Kartushinsky, A., Tisler, S., Oliveira, J. L. G., and van der Geld, C. W. M., 2016, "Eulerian-Eulerian Modelling of Particle-Laden Two-Phase Flow," *Powder Technol.*, **301**, pp. 999–1007.
- [27] Almohammed, N., Alobaid, F., Breuer, M., and Epple, B., 2014, "A Comparative Study on the Influence of the Gas Flow Rate on the Hydrodynamics of a Gas–Solid Spouted Fluidized Bed Using Euler–Euler and Euler–Lagrange/DEM Models," *Powder Technol.*, **264**, pp. 343–364.
- [28] Faia, P. M., Silva, R., Rasteiro, M. G., Garcia, F. A. P., Ferreira, A. R., Santos, M. J., Santos, J. B., and Coimbra, A. P., 2012, "Imaging Particulate Two-Phase Flow in Liquid Suspensions with Electric Impedance Tomography," *Part. Sci. Technol.*, **30**(4), pp. 329–342.
- [29] Polydorides, N., and Lionheart, W. R. B., 2002, "A Matlab Toolkit for Three-Dimensional Electrical Impedance Tomography: A Contribution to the Electrical Impedance and Diffuse Optical Reconstruction Software Project," *Meas. Sci. Technol.*, **13**(12), pp. 1871–1883.
- [30] Pouraria, H., Seo, J. K., and Paik, J. K., 2016, "Numerical Modelling of Two-Phase Oil–Water Flow Patterns in a Subsea Pipeline," *Ocean Eng.*, **115**, pp. 135–148.
- [31] Walvekar, R. G., Choong, T. S. Y., Hussain, S. A., Khalid, M., and Chuah, T. G., 2009, "Numerical Study of Dispersed Oil–Water Turbulent Flow in Horizontal Tube," *J. Pet. Sci. Eng.*, **65**(3–4), pp. 123–128.
- [32] Xu, X.-X., 2007, "Study on Oil–Water Two-Phase Flow in Horizontal Pipelines," *J. Pet. Sci. Eng.*, **59**(1), pp. 43–58.
- [33] Liu, Z., and Li, B., 2018, "Scale-Adaptive Analysis of Euler-Euler Large Eddy Simulation for Laboratory Scale Dispersed Bubbly Flows," *Chem. Eng. J.*, **338**, pp. 465–477.



9<sup>th</sup> International Conference on Conveying and Handling of Particulate Solids  
(Londres – Inglaterra)

**CHoPS 2018**  
**9<sup>th</sup> International Conference on Conveying and Handling of Particulate Solids**  
(10<sup>th</sup>-14<sup>th</sup> September 2018)  
**STUDY OF STRATIFIED PATTERNS IN HORIZONTAL PIPE FLOW OF OIL/WATER MIXTURES**  
**COMBINING EIT AND CFD**

Deividson Santos<sup>1</sup>, Fernando Garcia<sup>1</sup>, Maria G. Rasteiro<sup>1</sup>  
[deiengq@yahoo.com.br](mailto:deiengq@yahoo.com.br); [mgr@eq.uc.pt](mailto:mgr@eq.uc.pt)

<sup>1</sup> Chemical Engineering Department and CIEPQPF, University of Coimbra.

Key Words: Multiphase flow, EIT, CFD, Level set, COMSOL.

**Abstract**

In this research, experimental and simulated studies of oil/water stratified flow in horizontal pipes were carried out. In the simulations, the CFD package (COMSOL Multiphysics program) was used. For the experimental study, a pilot rig with a pipe section (4.5m in length and 0.10m in diameter) and equipped with different instrumentation was used. Liquid paraffin (density 843kg.m<sup>-3</sup> and viscosity 0.025 Pa.s) was used for the simulation of the oil phase. EIT system was implemented to map the phases distribution in the pipe cross-section. The level set method in conjunction with RANS and the k-ε turbulence model can predict the stratified oil/water flow patterns, with pressure drop values (the control variable) deviating only (experimental and simulated) by differences below 9.7%.

**1. INTRODUCTION**

Multiphase flows are widely used in the industrial environment. The description of these types of flows is very important for the design and optimization of the corresponding equipment. In the petroleum industry, for example, transportation of the mixture formed between the crude oil and materials present in the oil well such as water, gas and/or solid particulates occurs over long distances and a high energy cost is required. Thus, adequate description of these types of flows supplies important information for optimization of the pumping systems and can lead to reduce energy consumption. The phases present in the system interact and lead to different flow patterns, the stratified and dispersed being the main patterns<sup>1,2</sup>. The monitoring of these systems can be done collecting samples or more non-intrusive techniques can be used without the need in sample collection. Electrical Impedance Tomography (EIT) is a tomographic monitoring technique that uses the conductivity/resistivity properties of the materials and, through the normalized conductivity difference, reconstructs an internal image of the flow and determines the fractions of the components present<sup>3-5</sup>. In the simulations, the domain to be analyzed can be modeled through the direct form of the Navier-Stokes equation. These types of models use methods that involve the solution of transient complex flows, where all length and time scales are fully resolved<sup>1</sup>. In these cases, interface capture methods are used, and the level-set method is widely applied<sup>6</sup>. Many of these models are implemented Computational Fluid Dynamics (CFD) platforms, such as the ANSYS Fluent, COMSOL Multiphysics and ANSYS CFX platforms<sup>7</sup>. In this work, simulated and experimental studies of the oil/water stratified flow in a horizontal pipe were carried out. In the experimental study, the EIT technique was used. The simulations were performed with the level-set method using the CFD package COMSOL Multiphysics program.

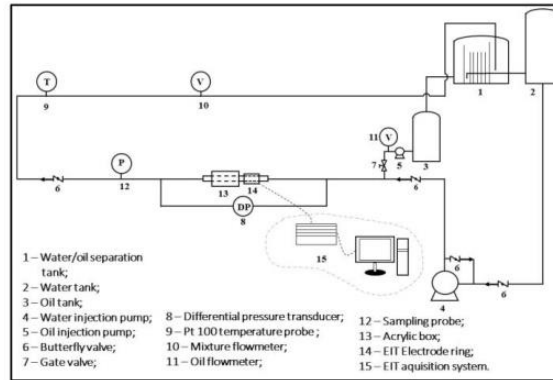
1



**CHoPS 2018**  
**9<sup>th</sup> International Conference on Conveying and Handling of Particulate Solids**  
 (10<sup>th</sup>-14<sup>th</sup> September 2018)

**2. MATERIALS AND METHODS**

Experimental simulations of stratified flows were performed on a pilot rig, see Figure 1. The test section of the transport system consisted of a horizontal PVC tube 4.5 m in length and 0.10 m in diameter. In addition to a mixture collection probe, a flow photography system and an EIT system were installed. Thus, it was possible to obtain information on the volumetric concentration profile and the normalized conductivity profile of the fluids along the pipe radius, as well as photographs of the flow patterns and 2D concentration profiles in the pipe cross-section. Also, the pressure drop in the pipe and temperature were obtained. The oil phase, commercial paraffin, density 843 kg.m<sup>-3</sup>, viscosity 0.025 Pa.s (Haake RheoStress1 cylinder 234 DIN) and interfacial tension with water 0.046 mN/m (electronic surface tension scale KSV SIGMA 70), was injected coaxially into the water. So, two water inlet velocities (0.30 and 0.45 m.s<sup>-1</sup>) and five oil inlet velocities (0.17, 0.35, 0.72, 1.00 and 1.27 m.s<sup>-1</sup>) were considered.



*Figure 1: Schematic diagram of the experimental setup.*

The EIT system was composed of a ring with 32 titanium electrodes, 5 mm in diameter, circumferentially and equally spaced in the acrylic tube. The tests were performed with an excitation frequency of 60 Hz, 2V peak-to-peak amplitude and acquisition of 1000 frames per second. Adjacent injection and measurement protocols were used. For the reconstruction of the images, the open software, EIDORS, was used<sup>5</sup>. However, the normalization was done using the reference measurements for oil-free water, but doped with NaCl, according to Eq. (1):

$$\eta = \frac{\sigma_0 - \sigma_m}{\sigma_0} \quad (1)$$

where  $\eta$  is the normalized conductivity,  $\sigma_0$  is the reference electrical conductivity (1000  $\mu\text{S} \cdot \text{cm}^{-1}$  NaCl solution without oil) and  $\sigma_m$  is the mixture electrical conductivity.

**3. SIMULATIONS**



**CHoPS 2018**  
**9<sup>th</sup> International Conference on Conveying and Handling of Particulate Solids**  
 (10<sup>th</sup>-14<sup>th</sup> September 2018)

The numerical results presented in this work were obtained using the level set method built into COMSOL Multiphysics software version 4.4<sup>8</sup>. Therefore, the interface between the fluids is tracked using an auxiliary function,  $\phi$ . The conservative level set function goes smoothly from 0 to 1, where 0 is the oil phase and 1 is the water phase. The interface localization is defined by the 0.5 isocontours of  $\phi$ .

$$\frac{\partial \phi}{\partial t} + u \cdot \nabla \phi = \gamma \nabla \cdot \left( \varepsilon \nabla \phi - \phi(1 - \phi) \frac{\nabla \phi}{|\nabla \phi|} \right) \quad (2)$$

where  $\phi$  is the auxiliary function,  $\gamma$  is a reinitialization parameter and  $\varepsilon$  is the interface thickness control parameter. The physical interfaces are obtained solving the Navier-Stokes equation for momentum conservation, Eq. (3), and the continuity equation for mass conservation, Eq. (4), in the whole domain<sup>8</sup>.

$$\rho \left( \frac{\partial u}{\partial t} + (u \cdot \nabla) u \right) = -\nabla p + \nabla \cdot \left( \mu \left( (\nabla u + (\nabla u)^T) \right) \right) + \rho g + \sigma k \delta n + F \quad (3)$$

$$\nabla \cdot u = 0 \quad (4)$$

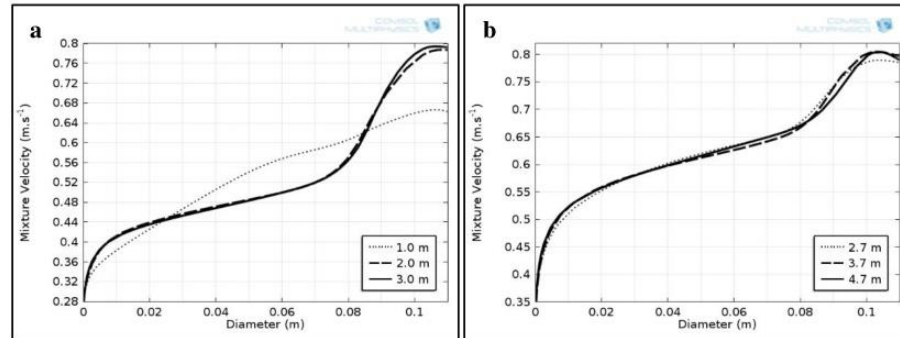
where  $g$  is the gravitational acceleration,  $\sigma$  is the interfacial tension,  $k$  is the curvature,  $n$  is the unit normal to the interface and  $\delta$  is a Dirac delta function located at the interface. In the level-set method, density and viscosity are a function of the level set function. In this study, the k- $\varepsilon$  turbulent model was used to describe turbulence. A sliding condition was applied at the wall boundary, where the speed near the wall is considered zero. The geometry of the pipe used in these simulations corresponded to the experimental pipe in the pilot rig. Geometry and mesh were implemented using the COMSOL Multiphysics<sup>®</sup> program. Definition of the best finite elements mesh was done by refining successively the mesh till the variation on calculated pressure drop was negligible. The number of elements of the final mesh was 90892.

#### 4. RESULTS AND DISCUSSION

Fig. 3 shows the simulated velocity profiles of the mixture for the oil inlet velocity of 1 m.s<sup>-1</sup> oil and the water inlet velocities of 0.30 and 0.45 m.s<sup>-1</sup>. The increase of water inlet velocity modified the velocity profile of the mixture. In fact, the velocity profile curve in the lower region of the pipe was shifted to higher speeds. Consequently, the mixing area has expanded in the interface region. This may be attributed to the increased turbulence at the interface, which led to a greater mixing between phases.



**CHoPS 2018**  
**9<sup>th</sup> International Conference on Conveying and Handling of Particulate Solids**  
 (10<sup>th</sup>-14<sup>th</sup> September 2018)



**Figure 2:** Mixture velocity profiles. Oil inlet velocity  $1.00\text{m.s}^{-1}$ . Water inlet velocity: a –  $0.30\text{m.s}^{-1}$  and b -  $0.45\text{m.s}^{-1}$ .

Pressure drop could be obtained experimentally,  $P_{\text{exp}}$ , and from the simulation,  $P_{\text{sim}}$ , see Table 1. In the experimental system, it can be observed an increase in pressure drop with mixture velocity increase, as expected. Also, for both water inlet velocities,  $0.30\text{m.s}^{-1}$  and  $0.45\text{m.s}^{-1}$ , the pressure drop increases when oil inlet velocity increases. The relative deviation between experimental and simulated pressure drop was always quite low, less than 10%.

**Table 1:** Experimental and simulated pressure drop.  $U_w$  – water inlet velocity;  $U_o$  – oil inlet velocity and  $U_m$  – mixture velocity.

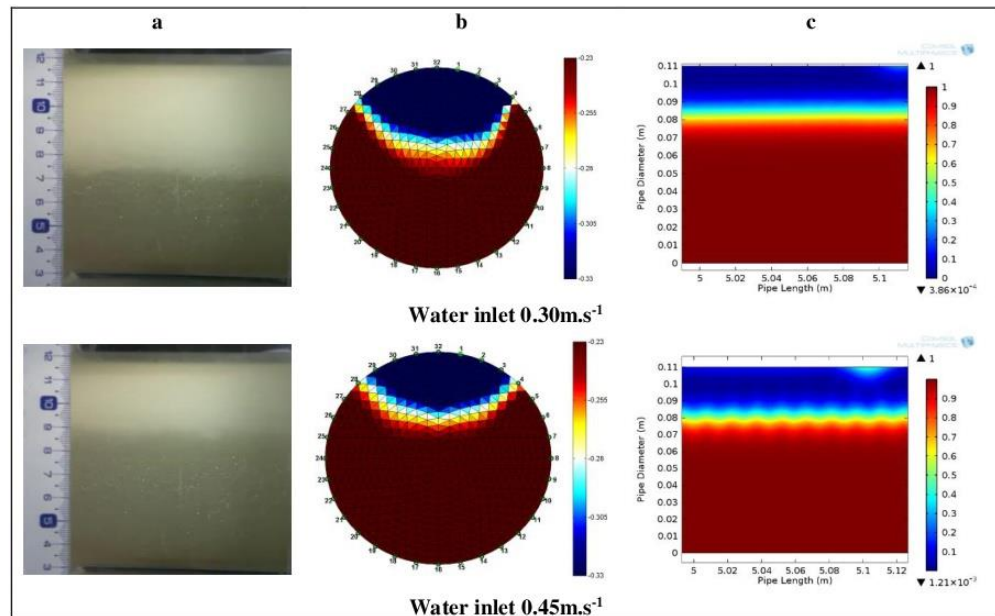
$U_w$ ( $\text{m.s}^{-1}$ )	$U_o$ ( $\text{m.s}^{-1}$ )	$U_m$ ( $\text{m.s}^{-1}$ )	$\Delta P_{\text{exp}}$ ( $\text{Pa.m}^{-1}$ )	$\Delta P_s$ ( $\text{Pa.m}^{-1}$ )	Error  %
<b>0.30</b>	0.17	0.34	16.7	16.3	2.4
	0.35	0.36	17.6	18.8	6.8
	0.72	0.39	20.6	22.8	9.7
	1.00	0.41	25.4	25.6	0.8
	1.27	0.39	26.9	27.0	0.4
<b>0.45</b>	0.17	0.49	34.0	32.1	5.6
	0.35	0.50	34.7	35.7	2.9
	0.72	0.50	36.5	35.2	3.6
	1.00	0.56	45.6	43.9	3.7
	1.27	0.56	47.0	49.3	4.9

Figure 3 shows the flow patterns formed with the oil/water biphasic flow, oil inlet velocity of  $1\text{m.s}^{-1}$  and water inlet velocities of  $0.30$  and  $0.45\text{m.s}^{-1}$ . Column a) presents snapshots of the oil distributions in the pipe test section, column b) the EIT images and the column c) the simulated images obtained using COMSOL Multiphysics. Both tests exhibited stratified flow patterns and the increased water velocity caused narrowing of the oil layer. In fact, it was to be expected that increasing the water inlet velocity would cause the increase of the concentration of the aqueous phase in the system and, with this, the widening of the water layer. Regarding the EIT results, 2D images were reproduced and a color system was used to represent the differences in conductivity. Thus, the red color corresponds to the aqueous phase (higher conductivity) while the blue color corresponds to the oil phase (lower



**CHoPS 2018**  
**9<sup>th</sup> International Conference on Conveying and Handling of Particulate Solids**  
 (10<sup>th</sup>-14<sup>th</sup> September 2018)

conductivity). The color variations between red and blue correspond to the mixture of the two fluids. Comparing the photographs, the EIT images and the simulations, one can see the good agreement between the approaches.

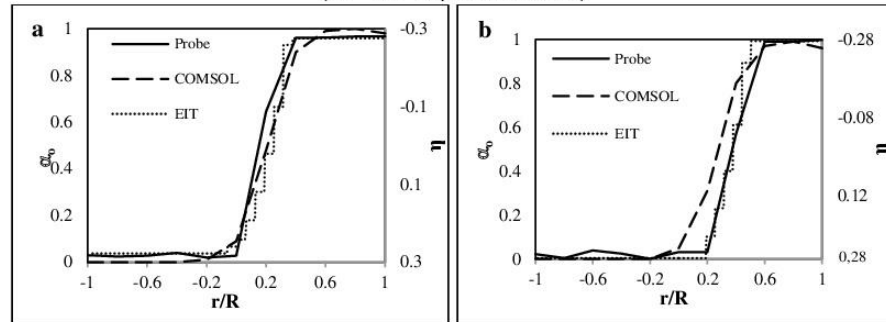


**Figure 3:** Images of the two fluids flow inside the pipe. Oil inlet velocity  $1.00 \text{ m.s}^{-1}$ . Columns – a) photograph of the tests section; b) reconstructed EIT images and c) images simulated using COMSOL Multiphysics.

In Figure 4, the oil distributions are shown in the vertical diameter of the pipe cross-section. In these plots, profiles were determined by collecting samples of the mixture using a probe, through the EIT technique and by simulation. So, with the probe, eleven samples of the mixture were collected at equidistant points along the radius in the vertical diameter. In the EIT technique, radial variation of the normalized conductivity ( $\eta$ ) in the vertical diameter (right axis of the graph) is presented, which is correlated to the variation of the oil volumetric concentration ( $\alpha_o$ ). In the graphs, the maximum positive value of the normalized conductivity corresponds to pure water, while the minimum negative value, corresponds to pure oil. Figure 4 shows a good qualitative agreement between the trends of the EIT profiles and the concentration profiles obtained experimentally using a sampling probe. In relation to the simulated profiles, obtained in a stabilized region of the pipe, when comparing with the experimental profiles, a lesser difference is detected for the higher water velocity. This may be attributed to an under-prediction of turbulence in the interface region, through the simulations, for this highest water inlet velocity, which does not account for the higher water entrainment by the oil phase and increased mixing between the two phases. In the case of the lower water inlet velocity, a very good fit between the experimental and simulated results was obtained, in relation to the concentration profile.



**CHoPS 2018**  
**9<sup>th</sup> International Conference on Conveying and Handling of Particulate Solids**  
 (10<sup>th</sup>-14<sup>th</sup> September 2018)



**Figure 4:** 1D concentration and normalised conductivity profiles. Oil inlet velocity  $1.00 \text{ m.s}^{-1}$ . Water inlet velocity: a –  $0.30 \text{ m.s}^{-1}$  and b –  $0.45 \text{ m.s}^{-1}$ .

## 5. CONCLUSIONS

The following conclusions can be withdrawn from this study.

- The level set model in conjunction with RANS and the  $k-\epsilon$  turbulence model can predict reasonably well the stratified oil/water flow patterns.
- Experimental and simulated pressure drop values presented maximum deviations of 9.7%, confirming that the model presented can describe well this type of two/phase flow.
- The photographed, EIT and simulated images confirmed the trends obtained through the sampling method, regarding the oil distribution in the pipe cross-section.

## 6. REFERENCES

1. Rodriguez, O. M. H. *Escoamento Multifásico*. **1**, (ABCM - Associação Brasileira de Engenharia e Ciências Mecânica, 2011).
2. Morgan, R. G., Markides, C. N., Zadrazil, I. & Hewitt, G. F. Characteristics of horizontal liquid–liquid flows in a circular pipe using simultaneous high-speed laser-induced fluorescence and particle velocimetry. *Int. J. Multiph. Flow* **49**, 99–118 (2013).
3. Wang, M. *Industrial tomography: systems and applications*. (Elsevier, 2015).
4. Silva, R. *et al.* Validating dilute settling suspensions numerical data through MRI, UVP and EIT measurements. *Flow Meas. Instrum.* **50**, 35–48 (2016).
5. Faia, P. M. *et al.* Imaging particulate two-phase flow in liquid suspensions with electric impedance tomography. *Part. Sci. Technol.* **30**, 329–342 (2012).
6. Li, H. Y., Yap, Y. F., Lou, J. & Shang, Z. Numerical modelling of three-fluid flow using the level-set method. *Chem. Eng. Sci.* **126**, 224–236 (2015).
7. Shi, J., Gourma, M. & Yeung, H. CFD simulation of horizontal oil-water flow with matched density and medium viscosity ratio in different flow regimes. *J. Pet. Sci. Eng.* **151**, 373–383 (2017).
8. COMSOL Multiphysics. User Guide Version 4.4. (2013).
9. Olsson, E. & Kreiss, G. A conservative level set method for two phase flow. *J. Comput. Phys.* **210**, 225–246 (2005).



#### 4 – Participações em eventos com apresentação de trabalhos:

Local: Nice – França

Evento: 10th European Congress of Chemical Engineering (ECCE10)

Título do trabalho: Using a Mixture Model to Describe Oil/Water Flows

Data: 27 setembro a 1 de outubro de 2015

Local: Barcelona – Espanha

Evento: 10th World Congress of Chemical Engineering

Título do trabalho: Experimental Description and Simulation of Stratified Oil/Water Flow in Pipes Using EIT and COMSOL

Data: 1 – 5 de outubro de 2017