



UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO CENTRO TECNOLÓGICO DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

MARCEL PEREIRA LIMA

DESENVOLVIMENTO DE UM EQUIPAMENTO MISTURADOR DE ESCOAMENTO MULTIFÁSICO PARA INDÚSTRIA DE PETRÓLEO E GÁS

VITÓRIA Março 2014 MARCEL PEREIRA LIMA

DESENVOLVIMENTO DE UM EQUIPAMENTO MISTURADOR DE ESCOAMENTO MULTIFÁSICO PARA INDÚSTRIA DE PETRÓLEO E GÁS

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof. Ph. D. Márcio Ferreira Martins.

VITÓRIA Março 2014

DESENVOLVIMENTO DE UM EQUIPAMENTO MISTURADOR DE ESCOAMENTO MULTIFÁSICO PARA INDÚSTRIA DE PETRÓLEO E GÁS

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Mecânica.

Aprovado em 14/03/2014.

Comissão Examinadora

Prof. Ph. D. Márcio Ferreira Martins- Orientador Universidade Federal do Espírito Santo

Prof. Dr. Rogério Silveira de Queiroz Universidade Federal do Espírito Santo

Prof. Dr. Rogério Ramos Universidade Federal do Espírito Santo

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todos os que colaboraram para o desenvolvimento deste trabalho. Especialmente ao meu orientador Prof. Ph. D. Márcio Ferreira Martins, ao Programa de Recursos Humanos da ANP – PRH29 e à Universidade Federal do Espírito Santo – UFES.

RESUMO

A utilização de métodos secundários de recuperação de petróleo em poços tem se tornado uma prática comum na indústria com o objetivo de aumentar a produção e garantir o escoamento do óleo até a superfície. Entretanto, os desafios tecnológicos encontrados, principalmente offshore, dificultam a elevação do petróleo e abrem um legue de oportunidades para o desenvolvimento de tecnologias que visam a solucionar os problemas. Um dos métodos de elevação artificial comumente utilizados é o sistema de Bombeio Centrífugo Submersível (BCS), que tem apresentado problemas na elevação de misturas de óleo com grandes frações de gás devido às flutuações da corrente elétrica da bomba e à ocorrência de gas lock comuns em tais condições. O presente trabalho propõe o desenvolvimento de um equipamento capaz reduzir o impacto negativo da grande quantidade de gás misturado ao óleo em sistemas BCS pela homogeneização das fases a montante da bomba. Adicionalmente, o equipamento também se apresenta promissor na medição de vazão de escoamento multifásico dada sua capacidade de reduzir a influência dos regimes de escoamento na medição. Simulações numéricas CFD monofásicas e multifásicas foram realizadas em software comercial com o objetivo de estimar a perda de carga promovida pelo equipamento, bem como avaliar seu desempenho em misturas com elevada concentração de gás. Os resultados das simulações sugerem um coeficiente de perda de carga igual a 9,16 e uma significativa redução da fração de gás na saída do equipamento que não superou 20% para admissão com mais de 60% em volume de gás.

ABSTRACT

The use of secondary recovery methods for oil wells has become a common practice in the industry in order to increase production and ensure oil flow to the surface. However, the technological challenges faced, especially offshore, hamper oil rising and open up a range of opportunities for the development of new technologies and enhancement of existing ones. One of the main methods used in artificial lift system is the Electrical Submersible Pump (ESP), which has presented problems in gassy well due to electric current fluctuations of the pump and gas lock occurrence. The present work proposes the development of a device capable of reducing the negative impact of the large amount of gas mixed with oil in ESP systems by homogenizing the phases upstream the pump. Additionally, the equipment also seems promising in multiphase flow measurement. CFD multiphase flow simulation was accomplished in commercial software to evaluate its performance in mixtures with high concentration of gas. The simulations results suggest a significant reduction of the gas fraction downstream the equipment to less than 20% for more than 60% of gas at the entry.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Sistema BCS	14
Figura 2 – Componentes dos estágios da bomba de sistemas BCS	15
Figura 3 - Instalação do poço falso	17
Figura 4 - Funcionamento do MOBO	18
Figura 5 – Ilustração do S-BCS	19
Figura 6 – Medidor por homogeneização da mistura	21
Figura 7 – Principio de funcionamento de um medidor por Raio Gamma	22
Figura 8 – Principio de funcionamento de um medidor por Impedância Elétrica	22
Figura 9 - Regimes de escoamento de líquido-líquido, líquido-gás e líquido-sólid	o 24
Figura 10- Diagramas de regimes de escoamento baseados na vazão volumétri	са
em tubos na horizontal (a) e tubos na vertical (b)	25
Figura 11- Regimes de escoamento em tubos horizontais (a) e verticais (b)	25
Figura 12- Interfaces simuladas no Fluent (2009)	33
Figura 13- Interfaces para diferentes métodos de interpolação	34
Figura 14 - Malha da geometria joelho 90°	43
Figura 15 - Malha gerada para a validação do modelo VOF	45
Figura 16 – Mapa de pressão na geometria joelho 90°	50
Figura 17 – Mapa de velocidade na geometria joelho 90°	51
Figura 18 - (a) Simulação realizada em VOF; (b) e (c) resultado numérico	е
experimental obtidos por Parvareh (2010)	55
Figura 19 - Mapa de fração volumétrica de líquido para frente da bolha em tul	00
livre	57
Figura 20 – Mapas de fração volumétrica de líquido para o tubo livre (a) e para	а
saída do equipamento (b)	58
Figura 21 - Gráfico da fração volumétrica do gás x comprimento desde a primei	ra
seção "A1"	59
Figura 22– Representação do volume de controle unidimensional	66
Figura 23- Arranjo de células entorno do volume de P	67
Figura 24- Algoritmos Pressure-Based - (a) Pressure-Based Segregated (b)
Pressure-Based Coupled e (c) FSM	74
Figura 25– Algoritmo Density-Based	75

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Parâmetros e métodos utilizados na simulação	.42
Tabela 2 – Parâmetros utilizados no cálculo da perda de carga	.49
Tabela 3 – Perda de carga no joelho	.50
Tabela 4 – Comparativo entre as velocidades real e obtidas em simulação	.52
Tabela 5 – Coeficientes de perda de carga	.53

1	INTRODUÇÃO	10
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	12
2.1	TECNOLOGIAS DA INDÚSTRIA DO PETRÓLEO OFFSHORE	Ξ12
2.1	1.1 Bombeio Centrífugo Submerso	13
2.1	.2 Modulo de bombeio submarino (MOBO)	16
2.1	.3 Medição de vazão de escoamentos multifásicos	20
2.2	2 ESCOAMENTO MULTIFÁSICO	23
2.2	2.1 Equações das mistura gás-líquido	25
2.2	.1.1 Equação da continuidade	27
2.2	2.1.2 Equação do momento	29
2.2	2.2 Modelos de escoamento gás – líquido	30
2.2	2.3 Modelo computacional Volume of Fluid (VOF)	32
2.2	2.3.1 Equação da fração volumétrica	
2.2	.3.2 Equação do Momento	34
2.2	2.3.3 Tensão superficial	
2.3	3 CALCULO DA PERDA DE CARGA	37
3	ESTADO DA ARTE	39
4	MISTURADOR DE ESCOAMENTO GÁS-LÍQUIDO – DE	SENVOLVIMENTO
TE		41
4.1	PROCEDIMENTO PARA SIMULAÇÃO DA PERDA DE CARG	A41
4.1	1.1 Simulação de validação	42
4.1	.2 Simulação no equipamento	44
4.2	2 PROCEDIMENTO PARA SIMULAÇÃO COM MODELO VOF	44
4.2	2.1 Simulação de validação	45
4.2	2.2 Simulação no equipamento	47
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES	49
5.1	AVALIAÇÃO DA PERDA DE CARGA	49

SUMÁRIO

5.1.1 Validação da simulação	49
5.1.2 Estimativa da perda de carga no equipamento	53
5.2 AVALIAÇÃO DA SIMULAÇÃO MULTIFÁSICA	54
5.2.1 Validação da simulação	54
5.2.2 Teste do desempenho do equipamento	56
6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	60
REFERÊNCIAS	61
ANEXO I – TRATAMENTO NUMÉRICO	64

1 INTRODUÇÃO

O crescimento da demanda mundial por energia associado à relevância do petróleo na matriz energética global torna necessária a manutenção do fornecimento dessa matéria prima em todo o planeta. Visto que as descobertas de novas reservas não tem acompanhado a crescente demanda, vê-se necessária a intensificação da produção de petróleo nas reservas já existentes pela implementação de métodos de recuperação alternativos.

Sabe-se que, inicialmente, os reservatórios de petróleo estão submetidos a elevadas pressões que auxiliam na recuperação dos fluidos ali contidos. No decorrer da atividade produtiva, tal pressão tende a reduzir, podendo atingir níveis baixos o bastante para que a extração do óleo não seja mais naturalmente garantida. Nessa condição, a utilização de métodos artificiais de recuperação se torna necessária.

Dentre os vários métodos artificiais de recuperação, os mais utilizados *onshore* são: Bombeio Mecânico (BM) e Bombeio por Cavidades Progressivas (BCP). Em ambos, a necessidade de instalação de equipamentos robustos sobre o poço produtor torna sua aplicação pouco indicada para poços sob lâmina d'água. Nesse caso, o Bombeio Centrífugo Submersível (BCS), o Gas Lift Contínuo (GLC) e o Gas Lift Intermitente (GLI) se apresentam como as melhores alternativas.

O Bombeio Centrífugo Submersível é composto basicamente por um motor elétrico conectado a uma bomba centrífuga, ambos instalados no poço produtor junto da coluna de produção. Eventuais manutenções corretivas do conjunto exigem paradas da produção para a realização da troca dos componentes gerando altos custos de oportunidade. Para minimizar seu Tempo Médio para Reparo, um novo sistema chamado Módulo de Bombeio Submarino (MOBO) foi desenvolvido e está descrito na patente PI0400926 (PETREOBRAS, 2005).

No novo sistema, um poço falso (*dummy*) instalado a uma distância segura do poço produtor aloja a bomba centrífuga. Dessa forma, qualquer manutenção efetuada na BCS pode ser realizada em paralelo com a produção pelo acionamento de outro método artificial de elevação como o *gas lift* no poço produtor.

Sabe-se, porém, que a utilização do MOBO em poços com alta concentração de gás tem provocado problemas nas bombas, reduzindo seu Tempo Médio Entre Falhas. Os problemas identificados estão associados ao fenômeno de *gas lock* caracterizado pela passagem de grandes frações de gás em bombas convencionais que passam a operar em condições não ideais. A geometria do sistema é apontada por da Silva (2010) como um importante fator que colabora para a descarga de gás na bomba. Adicionalmente, Buson (2013), em simulação CFD, observa que para uma mistura gás-óleo com 10% de gás não se observa a separação das fases, porém o acúmulo da fase gasosa é evidente em mistura com 40% de gás.

Na tentativa de solucionar o problema apresentado, são realizados furos na superfície que separa a entrada da bomba e o poço falso. Acredita-se que tais furos atenuem a descontinuidade das fases reduzindo o fenômeno de *gas lock*. Essa solução, entretanto, ainda não garante um bom funcionamento do sistema para petróleos com grandes frações de gás.

Pretende-se, no presente trabalho, desenvolver e avaliar - em ambiente virtual - o desempenho de um equipamento capaz de homogeneizar misturas gás-líquido que deve ser instalado a montante de sistemas BCS com o objetivo de prevenir os problemas de *gas lock* e de flutuação da corrente elétrica do motor desses sistemas em poços com elevada concentração de gás. Para tanto, são realizadas simulações de perda de carga em escoamento monofásico e de homogeneização de escoamentos multifásicos gás-líquido.

Sugere-se que o equipamento desenvolvido também seja aplicado como prémisturador de fases em medidores de vazão e em outros processos industriais que necessitem de misturas multifásicas mais homogêneas.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 TECNOLOGIAS DA INDÚSTRIA DO PETRÓLEO OFFSHORE

Por definição, o petróleo consiste em uma mistura complexa de hidrocarbonetos orgânicos e porções de compostos inorgânicos contendo principalmente nitrogênio, enxofre e íons metálicos. Alguns de seus derivados são utilizados na produção energética (por sua queima) e outros, como matéria prima para a produção de plásticos, borrachas sintéticas, lubrificantes, asfalto e outros produtos importantes para a civilização moderna.

A busca por técnicas de produção dos compostos do petróleo em laboratório, associada à redução do número de poços produtores na década de XX, motivou a elaboração de duas teorias que buscam explicar como seus compostos químicos são formados: Teoria Abiogênica (inorgânica) e Teoria Biogênica (orgânica). A primeira sustenta que o petróleo é originado de hidrocarbonetos estáveis a altas pressões e temperaturas gerados no manto terrestre e posteriormente contaminados por bactérias. Evidências da presença de hidrocarbonetos em camadas profundas na terra, bem como em meteoritos apontam para a veracidade da teoria. Adicionalmente, em 1951, o geólogo russo Nikolai Alexandrovitch Kudryavtsev analisou arenitos betuminosos no Canadá e concluiu que o grande volume de hidrocarbonetos ali presentes não poderiam ser formados unicamente por ação biológica. Por outro lado, o fato de que mais de 99% das acumulações de hidrocarbonetos se encontram em rochas sedimentares, que possuem origem nãovulcânica e que são geradas pelo depósito e acumulo de sedimentos e compostos orgânicos, possibilitou maior aceitação da Teoria Biogênica na atualidade. Tal teoria se baseia nas reações químicas anaeróbicas de origem orgânica capazes de produzir hidrocarbonetos sob determinadas condições de temperatura e pressão encontradas em reservatórios de petróleo.

Mais recentemente, os avanços das técnicas exploratórias, com a descoberta de novos reservatórios, e dificuldade tecnológicas encontradas na geração de petróleo por processamento de matérias primas em laboratório propiciou a obtenção desses

compostos por meio da sua extração do interior da terra. Atualmente, a identificação de novas acumulações de petróleo abrange uma gama de técnicas que analisam a geologia de bacias sedimentares, a influência das acumulações nos campos gravitacional e magnético da terra, bem como sua interferência nas ondas sísmicas emitidas de fontes artificiais. Uma vez localizado, o processo de perfuração é realizado e o petróleo é extraído com o auxilio de uma série de equipamentos que visam a garantir seu escoamento até a superfície.

Ao longo dos anos, a redução das reservas onshore e a descobertas de grandes reservatórios no mar provocou forte migração da atividade produtiva de petróleo para poços offshore. Nesse contexto, novas tecnologias foram desenvolvidas no sentido de permitir uma produção rentável do óleo sob a lâmina d'água. Dentre essas tecnologias, destacam-se os métodos de elevação artificial por *Gas Lift* e por Bombeio Centrífugo Submerso que visam a aumentar o fluxo de petróleo pelos tubos *Risers*, que interconectam as plataformas aos poços produtores, e a elevar a quantidade de óleo recuperável nos poços.

2.1.1 Bombeio Centrífugo Submerso

O método de elevação artificial por Bombeio Centrífugo Submersível (BCS) consiste na instalação de uma bomba centrífuga de múltiplos estágios no interior do poço alimentada por cabos elétricos. O equipamento instalado objetiva fornecer energia mecânica adicional ao escoamento para que ele possa vencer a coluna hidrostática dos fluidos na coluna de produção e as perdas de carga ao longo de sua trajetória até os separadores de produção na superfície.

Tecnologias mais antigas de BCS se limitavam ao bombeio em poços com alto teor de água e com óleos menos viscosos em função das restrições ao escoamento impostas pelos óleos pesados. Recentemente, o desenvolvimento tecnológico das bombas possibilitou sua aplicação na elevação de misturas cada vez mais viscosas. Por outro lado, o bombeio de grandes frações de gás ainda se apresenta como um desafio para indústria e a instalação de equipamentos que impeçam a entrada dessa fase na bomba são frequentemente utilizados. Segundo Thomas et al. (2001), os principais equipamentos instalados junto da bomba no interior do poço são: admissão da bomba, selo, motor elétrico e cabo elétrico, identificados na Figura 10.

A bomba centrífuga possui vários estágios, sendo cada um composto por um impulsor e um difusor (conforme Figura 11). Enquanto que o impulsor é fixado no eixo da bomba e atua no fornecimento da energia cinética ao escoamento, o difusor (estático) promove o redirecionamento do fluxo para o próximo estágio e converte a energia cinética do fluido em pressão. A quantidade de estágios presentes na bomba é determinada pelo incremento de pressão que deve ser imposto sobre o escoamento de forma a garantir a elevação (*head*) desejada. Em algumas bombas, tal elevação pode chegar a 5.000 metros.



Figura 1 - Sistema BCS

Fonte: Powers, Dunbar e Chilimgarian, 1987, adaptada.



Figura 2 – Componentes dos estágios da bomba de sistemas BCS

Fonte: Powers, Dunbar e Chilimgarian, 1987, adaptada.

Os impulsores de bombas centrífugas convencionais possuem uma geometria que não permite a elevação de grandes frações de gás, logo a admissão de quantidade elevada da fase pode provocar um fenômeno de aprisionamento dessa fase nos impulsores, chamado *gas lock*. A ocorrência desse fenômeno acarreta a redução da vida útil da bomba, já que suas condições ideais de operação não são mais garantidas. Problemas de aceleração excessiva da rotação, aquecimento das peças e estresse elétrico no motor são umas das consequências do aprisionamento de gás nos impulsores, que pode ser evitado pela instalação de um dispositivo de admissão da bomba especial capaz de promover uma separação prévia dos gases.

A admissão da bomba, ou *intake*, é mais um dos componentes do BCS e pode atuar como separador de gás ou não. Para baixas vazões, a separação do gás pode ser realizada por meio de um separador estacionário que provoca um redirecionamento abrupto do fluxo da mistura, promovendo a eliminação de parte da fase gasosa no óleo. Por outro lado, vazões mais elevadas possibilitam a utilização de separadores centrífugos capazes de separar parte do gás pela ação da força centrífuga.

A rotação dos impulsores da bomba é realizada por um motor elétrico conectados a cabos elétricos responsáveis pelo fornecimento de energia ao BCS. Os motores utilizados são do tipo trifásico e funcionam com rotação entorno de 3.500 rpm. Naturalmente, as condições severas de alta pressão e alta temperatura nos poços obrigam a elaboração de projetos especiais para o motor, que é preenchido por óleo especial capaz de garantir o isolamento térmico, a lubrificação dos mancais e o seu resfriamento.

A conexão dos eixos e das carcaças do motor e da bomba é feita em um componente chamado "selo". Suas principais funções são: evitar a entrada do fluido produzido pelo poço no motor, alojar o volume de óleo do motor expandido pelo seu aquecimento, equalizar as pressões entre o óleo produzido e do motor e aliviar os esforços axiais do eixo da bomba por meio de um mancal.

2.1.2 Modulo de bombeio submarino (MOBO)

A instalação de equipamentos no interior do poço produtor submarino, embora necessária, apresenta certos inconvenientes principalmente quando a manutenção corretiva dos equipamentos deve ser realizada. Os altos custos associados às operações de manutenção e o longo Tempo Médio para Reparo motivaram a busca de soluções alternativas que visão à garantia do escoamento da produção com redução das intervenções nos poços produtores.

O Módulo de Bombeio Submarino (MOBO), descrito na patente PI0400926 (PETREOBRAS, 2005), se baseia na instalação do sistema BCS em um poço falso (*dummy*) localizado a uma distância segura do poço produtor, conforme ilustrado na

Figura 12. Segundo Rodrigues e Pont (2010), um total de 21 sistemas MOBO está sendo utilizado nos campos de Golfinho e Jubarte (pela Petrobrás) e 11 estão operando nos campos BC-10 e Perdido para a Shell.



Figura 3 - Instalação do poço falso

Fonte: Rodrigues e Pont, 2010.

Conforme mostrado na Figura 13, uma cápsula tubular (*Shroud*) com dezenas de metros de comprimento aloja o conjunto BCS e é inserida no poço falso. O fluido produzido entra pela região anular compreendida entre a cápsula e o poço falso e é bombeado pelo BCS após escoar para a região inferior do módulo que contém a entrada da cápsula.



Fonte: Arquivo pessoal.

A troca do conjunto motor e bomba, realizada a cada de dois anos e meio em média, leva em torno de 6 a 10 dias para ser concluída e requer o uso de sondas marítima de alto custo, totalizando cerca de R\$ 7 milhões por operação. As principais vantagens oferecidas pelo MOBO são: facilidade da operação de troca do BCS e a não interrupção da produção pelo acionamento de um by-pass conectado a outro sistema de elevação. Por outro lado, a utilização desse sistema não é recomendada para o bombeio do fluido de produção com mais de 40% de fração de gás devido ao risco da ocorrência de gas lock na bomba. A geometria característica do MOBO tem provocado a separação da fase gasosa, inicialmente misturada ao óleo, na região fluidos anular do sistema para de produção concentrados em gás. Consequentemente, uma interface óleo-gás é formada e tende a descer até a entrada da cápsula. Quando a interface atinge a região inferior da cápsula, grandes bolhas são formadas no seu interior, provocando o fenômeno de gas lock na bomba.

No trabalho de Silva (2010) propõe-se a elaboração de furos no *Shroud* pequenos o bastante para impedir a passagem do óleo e grandes o suficiente para permitirem o fluxo de gás. Segundo o autor, tais furos evitariam a ocorrência do *gas lock*, porém o problema ainda é verificado em alguns poços.

Uma configuração alternativa do Módulo de Bombeio Submarino recebe o nome de S-BCS (Skid BCS) e é descrita na patente US 7516795 (PETROBRAS, 2009). Nela, o conjunto BCS é instalado em duas cápsulas levemente inclinadas integradas em uma estrutura depositada sobre o leito marinho, conforme mostrado na Figura 14. Dessa forma, a elaboração de um poço falso alojador é dispensada. Segundo Rodrigues e Pont (2010), o equipamento está sendo utilizado nos campos de Espadarte (pela Petrobras), bem como em Cascade e Chinook no Golfo do México.



Fonte: Rodrigues e Pont, 2010..

19

Ambas as configurações de MOBO apresentam alturas de elevação de fluido muito semelhantes e não há histórico comparativo da capacidade de suportar golfadas nem de durabilidade das bombas em cada uma.

2.1.3 Medição de vazão de escoamentos multifásicos

Conforme apresentado no item 2.1, escoamentos multifásicos tendem a apresentar diferentes regimes de escoamento para determinadas frações volumétricas das fases presentes. Mais especificamente em escoamentos gás-líquido, tais regimes também recebem forte influência da aceleração gravitacional, bem como da distribuição das fases, ou homogeneização das concentrações dos fluidos, ao longo do domínio do escoamento. A sensibilidade do regime de escoamento multifásico a diversas variáveis e a grande diferença do comportamento das fases nos diferentes regimes provocam dificuldades na medição de vazão multifásica pelos métodos convencionais.

Em medidores de vazão monofásicos a relação entre a diferença de pressão em um elemento deprimogênio e a vazão volumétrica é escrita na forma:

$$Q = K_d \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho}}$$
(41)

onde Q, Δp , ρ e K_d representam a vazão volumétrica, o diferencial de pressão, a massa específica do fluido e o coeficiente de descarga, que depende apenas do número de Reynolds. Por outro lado, em escoamentos multifásicos, tal coeficiente depende de outras variáveis do escoamento como fração volumétrica das fases, suas velocidades relativas e interação interfacial, o que dificulta a elaboração de modelos universais para escoamentos que possuam mais de uma fase.

Embora os resultados auferidos por medidores de vazão deprimogênios em escoamentos multifásicos apresentem considerável dependência sobre as variáveis inerentes da misturas de fases, pode-se reduzir a sensibilidade da medição às condições de escoamento pela instalação de um elemento homogeneizador a

montante do medidor. Nessas condições, as frações volumétricas das fases se tornam mais bem distribuídas ao longo do domínio, suas velocidades relativas tendem a reduzir e sua interação interfacial se torna mais uniforme. Um sistema de medição realizado por Boyer e Lemonnier (1996) propõe a utilização de um equipamento homogeneizador de escoamento capaz de gerar fases dispersas de diâmetro específico que equalizam a velocidade das fases líquida e gasosa, possibilitando a medição da vazão volumétrica da mistura como um todo.

Um exemplo de homogeneizador comercialmente utilizado é mostrado na Figura 15. A mistura multifásica entra radialmente no equipamento (seta vermelha) e sai axialmente (seta azul). O seu interior é composto por um tubo vertical axial e concêntrico a uma região anular. Nessa região, ocorre a separação das fases de forma que o gás da mistura migra para a parte superior do anular e entre no interior do tubo por orifício presentes ao longo de sua superfície. Da mesma forma, o óleo, localizado na região inferior do anular, é transferido para o interior do tubo, onde ocorre a mistura das fases.



Figura 6 – Medidor por homogeneização da mistura

Fonte: Al-Lababidi, Mba e Addali, 2012, adapatada.

Diferentemente da medição realizada por elementos deprimogênios, medidores do tipo Raio Gamma e Impedância Elétrica, são capazes de determinar as frações volumétricas de cada fase. O primeiro utiliza o principio da atenuação da radiação que atravessa uma substância fluida. Nele, raios gamma são emitidos por uma fonte localizada no lado oposto a um detector capaz de determinar sua intensidade (Figura 16). A interpretação da atenuação dos raios se baseia nas diferentes capacidades de absorção da radiação de cada substância de forma que, quando misturadas, podem-se determinar as frações volumétricas de cada uma.

Figura 7 – Principio de funcionamento de um medidor por Raio Gamma



Fonte: Al-Lababidi, Mba e Addali, 2012, adapatada.

A medição de escoamentos multifásicos por Impedância Elétrica, por outro lado, consiste na medição da impedância elétrica da mistura por um circuito elétrico instalado ao redor de uma seção da tubulação (Figura 17). Conhecendo-se os valores das impedâncias de cada fase, pode-se calcular a fração volumétrica de cada substância da mistura.





Fonte: Al-Lababidi, Mba e Addali, 2012.

2.2 ESCOAMENTO MULTIFÁSICO

Segundo Brennen (2003), escoamento multifásico pode ser definido como qualquer fluxo contendo mais de uma fase ou componente. Tal definição engloba uma grande gama de escoamentos em que duas, ou mais, fases ou componentes interagem entre si das mais diversas maneiras. Para Paladino (2005), define-se sistema multifásico como uma região do espaço onde coexistem dois ou mais fluidos imiscíveis separados por uma interface desconexa ou conexa ou ambas. Entende-se por interface desconexa como aquela em que as porções das fases separadas possuem grande disparidade dimensional (por exemplo, bolhas dispersas em líquidos). Quando as dimensões das fases separadas são semelhantes, a interface é dita conexa.

A variedade de escoamentos multifásicos, como previsto na definição, provoca uma dificuldade na generalização do equacionamento dos fenômenos de transferência de massa, momento e energia entre as fases. O transporte de partículas sólidas suspensas no ar, por exemplo, caracteriza um regime de escoamento diferente daquele envolvido em uma mistura de líquido com grandes bolhas de gás, levando a diferentes modelos. No segundo caso, os fenômenos de cavitação das bolhas e transferência de massa entre as fases devido à vaporização do líquido podem influenciar fortemente no escoamento da mistura, o que não é observado no primeiro caso.

A divisão de tipos de escoamento multifásico baseada apenas nas fases dos componentes colabora para o estudo dos diferentes fenômenos envolvidos, porém não é suficiente para diferenciar qualquer escoamento. Misturas contendo gás e líquido, por exemplo, podem apresentar comportamentos bem distintos para diferentes frações das fases, já que elas influenciam na geometria da interface. Para Oliveira (2009), os escoamentos multifásicos assumem diferentes regimes de acordo com três fatores: dimensões do sistema, propriedades físicas das fases e condições operacionais (vazão, pressão, inclinação, etc).

Baseando-se na influência das fases e da geometria das interfaces, Kristof (2010) apresenta um esquema que separa os diferentes regimes de escoamento multifásico (Figura 1)



Figura 9 – Regimes de escoamento de líquido-líquido, líquido-gás e líquido-sólido

Fonte: Kristof, 2010, adaptada.

A elevação de óleo e gás em tubulações, principalmente na indústria do petróleo, motivou a realização de estudos que investigam a influência dos diferentes fatores listados por Oliveira (2009) no escoamento bifásico gás-líquido em tubulações posicionadas horizontal e verticalmente. No estudo de Weisman (1983), diagramas que correlacionam o regime de escoamento predominante com as vazões volumétricas das fases para tubos horizontais e verticais foram gerados e estão apresentados na Figura 2 (a) e (b) respectivamente. A Figura 3 (a) e (b) mostra os esboços dos regimes identificados, que se diferenciam principalmente pelas geometrias das interfaces de separação das fases.

Figura 10- Diagramas de regimes de escoamento baseados na vazão volumétrica em tubos na horizontal (a) e tubos na vertical (b)



Fonte: Weisman, 1983, adaptada.



Figura 11- Regimes de escoamento em tubos horizontais (a) e verticais (b)

Fonte: Weisman, 1983, adaptada..

2.2.1 Equações das mistura gás-líquido

A análise de escoamentos multifásicos, bem como de escoamentos compostos por uma única fase, pode ser realizada essencialmente de três formas: experimentalmente (pela instrumentação adequada de modelos em escala realizada em laboratório), teoricamente (pelo uso de equações matemáticas e modelos teóricos simplificados) ou computacionalmente (pela aplicação de modelos teóricos em computadores associados a alguns tratamentos numéricos descritos no Anexo I). Devido a dificuldades na reprodução do fenômeno em laboratório, custos do experimento ou limitações da instrumentação, procura-se lançar mão de equações matemáticas e ferramentas computacionais que podem auferir resultados aproximados plausíveis.

Duas abordagens são utilizadas para a elaboração dos modelos teóricos de escoamentos: *Lagrange e Euler*. Na primeira, as partículas são acompanhadas individualmente e equações algébricas são utilizadas para a descrição da interação entre elas. Por outro lado, a abordagem de Euler se baseia na conservação de massa, momento e energia em volumes de controle localizados no domínio do escoamento. Evidentemente, a abordagem de *Lagrange* apresenta dificuldades em fenômenos que envolvem um grande número de partículas, já que o número de equações se torna muito grande se comparada com aquelas obtidas na análise em volumes de controle de tamanhos definidos.

Em escoamentos multifásicos, a interação de diferentes fases traz a necessidade do acoplamento das duas abordagens em *Euler-Euler* ou *Euler-Lagrange*. No *software* ANSYS FLUENT, ambas podem ser aplicadas para regimes de escoamento de misturas contendo fases contínuas e descontínuas, porém a segunda não deve ser utilizada em misturas de fases apenas contínuas. As equações resolvidas em *Euler-Euler* são desenvolvidas com base na conservação de massa, momento e energia incluindo termos de interação entre as fases. Quando utilizada em escoamentos contendo fases dispersas (secundárias), equações baseadas na cinética das partículas também são inseridas no sistema de equações.

Na abordagem de *Euler-Lagrange*, as equações da continuidade da fase contínua (primária) servem de base para a determinação do campo de velocidade que será utilizado nas equações individuais das partículas dispersas.

A adição de novas fases no escoamento torna necessária a introdução do conceito de fração volumétrica, que é estabelecida como a razão entre o volume ocupado por uma fase e volume ocupado pela mistura. A necessidade de obtenção de tal

parâmetro introduz mais uma equação de conservação no sistema conhecida como Equação da Fração Volumétrica, derivada da Equação da Continuidade.

2.2.1.1 Equação da continuidade

Segundo Fluent (2009), em um volume de controle cartesiano, a equação da conservação de massa de cada fase, também chamada de equação da continuidade, pode ser escrita na forma:

$$\frac{\partial \alpha_{q} \rho_{q}}{\partial t} + \nabla .(\alpha_{q} \rho_{q} \vec{v}_{q}) = M_{q}$$
(1)

onde α_q , ρ_q e \vec{v}_q são a fração volumétrica, a massa específica e a velocidade absoluta da fase q e M_q é a taxa líquida de transferência de massa de outras fases para a fase q.

A equação da continuidade da mistura pode ser então calculada pelo somatório dos termos da Equação (1) para todas as fases. Sabendo-se que o somatório de M_q deve ser igual a zero (conservação de massa na mistura) e que o somatório das frações volumétricas é igual à unidade, obtém-se a equação:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \left(\sum_{q} \alpha_{q} \rho_{q} \vec{v}_{q} \right) = 0$$
⁽²⁾

onde α_q , ρ_q , \vec{v}_q são os mesmos termos apresentados na Equação (1). O termo ρ é a massa específica da mistura, obtida pela Equação (3), onde ϕ é a propriedade da mistura que se deseja calcular por meio da fração volumétrica α_q e da propriedade ϕ_q de cada fase.

$$\phi = \sum_{q} \alpha_{q} \phi_{q} \tag{3}$$

Alternativamente, a Equação (2) pode ser escrita na forma da Equação (4) com base na sua velocidade média mássica \vec{v}_m (Equação (5)):

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v}_m) = 0 \tag{4}$$

$$\vec{v}_m = \frac{\sum_{q=1}^n \alpha_q \rho_q \vec{v}_q}{\rho}$$
(5)

onde α_q , ρ_q , \vec{v}_q e M_q são os mesmos termos apresentados na Equação (1) e ρ é a massa específica da mistura, obtida pela Equação (3).

Em fenômenos envolvendo fases dispersas em uma fase contínua, a equação da continuidade de uma fase secundária pode ser escrita com base na sua velocidade relativa de arraste $\vec{v}_{dr,q}$ (Equação (7)) e na velocidade média mássica \vec{v}_m (Equação (5)):

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_m) = -\nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_{dr,q}) + M_q$$
(6)

$$\vec{v}_{dr,q} = \vec{v}_q - \vec{v}_m \tag{7}$$

onde α_q , ρ_q , M_q são os mesmos termos apresentados na Equação (1), ρ é a massa específica da mistura (Equação (3)) e \vec{v}_q é a velocidade da fase .

As frações volumétricas das fases são, portanto, calculadas pela Equação (1) ou pela Equação (6). Como será apresentado, a escolha da equação varia de acordo com o modelo de escoamento multifásico utilizado.

2.2.1.2 Equação do momento

Em escoamentos multifásicos cujo campo de velocidade é o mesmo para todas as fases da mistura, a equação do momento pode ser escrita na forma da equação formulada para escoamentos monofásicos de fluido Newtoniano incompressível:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\vec{v}) + \nabla \cdot (\rho\vec{v}\vec{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot \vec{\tau}_q + \rho\vec{g} + \vec{F}$$
(8)

onde ρ é a massa específica da mistura, obtida pela Equação (3), \vec{v} , $p \in \vec{g}$ são a velocidade da mistura, sua pressão e a aceleração da gravidade respectivamente, \vec{F} representa as forças de corpo, de superfície e outras forças que interferem na dinâmica do escoamento - tal como a tensão superficial - e o termo $\vec{\tau}_q$ é o tensor de tensões da fase q, descrito na forma:

$$= \overline{\tau}_{q} = \alpha_{q} \mu_{q} (\nabla \vec{v}_{q} + \nabla \vec{v}_{q}^{T}) + \alpha_{q} (\lambda_{q} - \frac{2}{3} \mu_{q}) \nabla \vec{v}_{q} \overline{\vec{I}}$$
(9)

onde α_q e \vec{v}_q são os mesmos termos apresentados na Equação (1). $\mu_q e \lambda_q$ são as viscosidades dinâmica e cinemática da fase q respectivamente e \overline{I} é o tensor identidade.

Caso as velocidades das fases sejam diferentes, como ocorre em escoamentos de partículas dispersas em um fluido, a equação do momento pode ser escrita para cada fase (Equação (10)) ou pelo conceito de velocidade média mássica \vec{v}_m e velocidade relativa de arraste $\vec{v}_{dr,q}$ (Equação (11)):

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) + \nabla (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) = -\alpha_q \nabla p + \nabla \vec{\tau}_q + \alpha_q \rho_q \vec{g} + \sum_{p=1}^n (\vec{R}_{pq} + \dot{m}_{pq} \vec{v}_{pq} - \dot{m}_{qp} \vec{v}_{qp}) + \vec{F}_q$$
(10)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \vec{v}_m) + \nabla (\rho \vec{v}_m \vec{v}_m) = -\nabla p + \nabla \vec{\tau} + \rho \vec{g} + \vec{F}_{s,b,dr} + \nabla \left(\sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \vec{v}_{dr,k} \vec{v}_{dr,k}\right)$$
(11)

onde α_q , ρ_q , M_q são os mesmos termos apresentados na Equação (1), p é a pressão estática, \vec{R}_{pq} é a força exercida da fase p sobre a fase q, \dot{m}_{pq} é a transferência de massa da fase p para a fase q, \dot{m}_{qp} é a transferência de massa da fase p para a fase q, \dot{m}_{qp} é a transferência de massa da fase p, \vec{g} é a aceleração da gravidade, \vec{F}_q são forças externas que agem sobre a partícula q, $\vec{\tau}_q$ é o tensor de tensões (Equação (9)), \vec{v}_m é a velocidade média mássica (Equação (5)), ρ é a massa específica da mistura (Equação (3)), $\vec{F}_{s,b,dr}$ representa as forças de corpo, de superfície, e outras forças provenientes da interação entre as fases dispersas e a fase contínua e $\vec{\tau}$ é o tensor de tensões da mistura:

$$= \tau = \mu (\nabla \vec{v}_m + \nabla \vec{v}_m^T) + (\lambda - \frac{2}{3}\mu) \nabla \vec{v}_m =$$
(12)

onde $\mu e \lambda$ são as viscosidades dinâmica e cinemática da mistura obtidas pela Equação (3), \vec{v}_m é a velocidade média mássica (Equação (5)) e $\overline{\vec{I}}$ é o tensor identidade.

2.2.2 Modelos de escoamento gás – líquido

Com o desenvolvimento da capacidade de processamento dos computadores nos últimos anos, os estudos numéricos passaram a apresentar grandes vantagens sobre os métodos experimentais visto que, em geral, análises computacionais apresentam menor custo e tempo. Limitações na reprodução do fenômeno e necessidade de elaboração de um protótipo em laboratório colaboram para a preferência de modelos numéricos principalmente na etapa de projeto do um novo equipamento. Em *softwares* comerciais já é possível desenhar um sistema e simulálo com considerável precisão. Os resultados obtidos, porém, não excluem a necessidade de elaboração de experimentos posteriores, já que toda análise computacional precisa ser validada na prática. As abordagens *Euler-Euler* e *Euler-Lagrange* são então utilizadas na elaboração dos principais modelos de escoamentos multifásicos encontrados em softwares comerciais, como ANSYS FLUENT. Nele, os modelos *Mixture, Eulerian e Volume of Fluid* (VOF) se apresentam como opções para análises baseadas na abordagem *Euler-Euler*, enquanto que o modelo *Lagrangian Discrete Phase* (DPM) utiliza *Euler-Lagrange*. Nesse último, a fase contínua é modelada pelas equações da continuidade, enquanto que o comportamento da fase dispersa é determinado pelas equações da dinâmica de cada partícula associadas à interação delas com a fase contínua e entre si. A principal consideração do modelo é que a fase dispersa ocupa uma pequena fração volumétrica do domínio do escoamento (menor que 10%), mesmo que ela possua grande fração mássica. Logo, sua aplicação é apropriada para a simulação fenômenos envolvendo partículas sólidas ou gotículas dispersas no ar, bem como pequenas bolhas em líquidos.

Os modelos de *Euler-Euler*, com exceção do VOF, podem ser utilizados em sistemas que possuam fases contínuas e dispersas ou apenas contínuas. Sua principal diferença em relação ao modelo DPM é que eles não impõem restrições à fração volumétrica da fase dispersa, que pode superar os 10%.

O modelo *Eulerian* é utilizado para modelar escoamentos envolvendo fases dispersas (secundárias) presentes em uma fase contínua (primária). As equações de continuidade e momento são resolvidas para cada fase e o acoplamento de tais equações é garantido por termos de interação entre as fases e pelo campo de pressão (comum a dotas as fases). A quantidade de fases modeladas é limitada pela capacidade de memória computacional e de convergência da simulação. Equações adicionais do comportamento de partículas sólidas no escoamento podem ser incluídas no modelo para que sejam obtidos parâmetros da fase dispersa, tais como coeficiente de arraste e temperatura granular (associada à energia cinética específica de flutuação de velocidade). Aplicações típicas são: sedimentação, separadores ciclônicos e pequenas bolhas dispersas em líquidos.

O modelo *Mixture* é derivado do modelo *Eulerian* com uma abordagem mais simples. Nele, as velocidades relativas das fases secundárias em relação à fase primária são consideradas muito pequenas se comparadas à velocidade absoluta da mistura. As equações de momento e continuidade são formuladas com os termos de velocidade, massa específica e viscosidade do conjunto, apresentados como médias ponderadas baseadas nas frações volumétricas de cada fase. Adicionalmente, a presença de fases dispersas na mistura obriga a inclusão de expressões algébricas para velocidades relativas entre as fases dispersas e a fase contínua, bem como de equações da interface de bolhas. O modelo pode ser aplicado para regimes de escoamento semelhantes aos utilizados no modelo *Eulerian*.

Segundo Fluent (2009), o modelo *Mixture* exige menor esforço computacional que o modelo *Eulerian*, porém apresenta menor precisão nos resultados, principalmente quando as equações de arraste da fase dispersa são conhecidas. Ainda na mesma abordagem, o modelo VOF deve ser aplicado somente para misturas de fases contínuas, principalmente quando a análise da interface entre ambas é de grande interesse.

2.2.3 Modelo computacional Volume of Fluid (VOF)

No modelo de *Volume of Fluid* (VOF), o escoamento de diferentes fases contínuas imiscíveis é simulado por meio da solução de uma única equação de momento e das equações das frações volumétricas de cada fase. Adicionalmente, a equação de energia da mistura pode ser incluída no sistema para fenômenos envolvendo fluxo térmico. Aplicações típicas envolvem jatos (*jet breakup*), movimento de grandes bolhas em líquidos, movimento de líquidos em canais abertos e qualquer fenômeno envolvendo separação nítida de líquido e gás.

Com relação à análise temporal ou permanente de uma mistura modelada em VOF, deve-se avaliar a dependência do escoamento com as condições iniciais do problema. Na simulação de um canal aberto, por exemplo, em que a condição de contorno de entrada do líquido estabelece o nível da interface gás-líquido, pode-se optar por uma modelagem em regime permanente. Por outro lado, a simulação de um líquido contido em um recipiente em rotação deve ser feita em regime transiente, já que o formato da interface entre as fases é fortemente dependente do nível de líquido inicialmente contido no sistema.

2.2.3.1 Equação da fração volumétrica

Sabendo-se que o modelo VOF é utilizado para misturas de fases contínuas não interpenetráveis, a obtenção da fração volumétrica de cada fase se torna uma necessidade não apenas para o cálculo de parâmetros utilizados nas equações de conservação, mas também para a identificação da interface de separação da mistura. A equação da fração volumétrica utilizada pelo modelo VOF é apresentada na forma da Equação (1).

Uma vez identificada a interface de separação da mistura baseada na fração volumétrica, um tratamento especial de interpolação entre os elementos da malha é feito por um dos esquemas: *geometric recostruction* ou *donor-accepto* (Figurar (4)). Em todos os outros elementos não localizados na interface, as frações volumétricas assumem valores iguais a zero ou um e, nesse caso, as abordagens convencionais de interpolação, tais como *upwind* e *QUICK*, são utilizados.

O esquema *geometric recostruction* considera que a interface entre os fluidos tem um formato linear dentro de cada célula e utiliza tal formato para calcular a advecção dos fluidos pelas fronteiras dos elementos. Primeiramente, é calculada a posição da interface relativa ao centro de cada célula preenchida por mais de uma fase, com base nas frações volumétricas. Em seguida, é calculada a advecção em cada face do elemento pela distribuição das velocidades normal e tangencial na face. Finalmente, as frações volumétrica dos elementos da interface são recalculadas pelos resultados obtidos nos passos anteriores.

No esquema *donor-acceptor*, uma célula é identificada como emissora de uma quantidade de fluido de uma fase e sua vizinha assume o papel de receptora da mesma quantidade de fluido.

Ambos os esquemas são essenciais para prevenir a difusão numérica da interface. Quando não utilizados, a interface produzida na simulação se dissipa e a separação das fases não é mais identificada (Figura (5)).

Figura 12- Interfaces simuladas no Fluent (2009)





Fonte: Fluent, 2009.

Figura 13- Interfaces para diferentes métodos de interpolação









Superfície real

Second Order Upwind

Donor-acceptor

Geometric recostruction

Fonte: Fluent Software Training, 2014, adaptada.

2.2.3.2 Equação do Momento

No modelo VOF, o estabelecimento de uma interface de separação entre as fases contínuas impede a interpenetração entre elas de maneira que um único campo de velocidade possa ser obtido para a toda a mistura e o conceito de fração volumétrica das fases possibilita a obtenção das propriedades da mistura em diferentes elementos da malha. Uma única equação da conservação do momento linear é, portanto, resolvida e está descrita pela Equação (8).

2.2.3.3 Tensão superficial

Conceitualmente, a tensão superficial ocorre pela necessidade da garantia do equilíbrio das forças atuando nas moléculas de uma superfície que separa dois fluidos. No interior de uma gota de água na atmosfera, por exemplo, a resultante das forças de atração atuantes em uma molécula devido à presença de moléculas vizinhas é zero. Por outro lado, na superfície de contato com o ar, as moléculas são mais fortemente atraídas para o interior da bolha aumentando a pressão do lado côncavo da interface com a atmosfera gerando a chamada tensão superficial.

O modelo de Força Superficial Contínua (CSF - *Continuum Surface Force*), proposto por Brackbill et al. (1992), é único modelo disponível no ANSYS FLUENT. A inclusão da tensão superficial nos cálculos do VOF é feita por meio do termo fonte na equação do momento, em outras palavras, pela adição de uma força.

A Equação (13) mostra a relação entre a força presente na interface das fases e sua tensão superficial. Tal força é expressa como força de volume utilizando o teorema da divergência.

$$F_{vol} = \sum_{ij,i(13)$$

Onde, α_i , α_j são as frações volumétricas das fases $i \in j$ respectivamente, $\rho_i \in \rho_j$ são as massas específicas das fases $i \in j$ respectivamente, $k_i \in k_j$ são os raios de curvatura das fases $i \in j$ respectivamente e σ_{ij} representa a tensão superficial entre as fases $i \in j$.

Caso apenas duas fases estejam presentes no elemento da malha, $k_i = -k_j$ e $\nabla \alpha_i = -\nabla \alpha_i$. Logo a Equação (13) pode ser rescrita na forma da Equação (14).

$$F_{vol} = \sigma_{ij} \frac{\rho k_i \nabla \alpha_i}{\frac{1}{2} (\rho_i + \rho_j)}$$
(14)

Onde ρ é a massa específica média da mistura calculada pela Equação (3), e os outros termos são os mesmos apresentados na Equação (13).

O cálculo da tensão superficial presente nas Equações (13) e (14) é descrita pela Equação (15), que considera apenas a ação de forças normais à superfície:
$$p_2 - p_1 = \sigma \left(\frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right)$$
(15)

onde σ é a tesão superficial, $p_2 - p_1$ é a diferença de pressão entre a região convexa e a região côncava da interface, R_1 e R_2 representam as curvaturas da superfície medidas de direções ortogonais entre si.

A curvatura k é definida pelo divergente do vetor unitário normal à superfície:

$$k = \nabla \cdot \hat{n} \tag{16}$$

onde

$$\hat{n} = \frac{\vec{n}}{|n|} \tag{17}$$

sendo n definido como o gradiente da fração volumétrica de uma fase q na superfície:

$$n = \nabla \alpha_q \tag{18}$$

Segundo Fluent (2009), a tensão superficial é mais precisamente calculada em malhas de elementos quadriláteros ou hexaédricos que em elementos triangulares ou tetraédricos.

A presença da tensão superficial como termo fonte na equação do momento pode resultar em problemas de convergência, já que os cálculos realizados pelos algoritmos de acoplamento Pressão-Velocidade tendem a divergir quando o equilíbrio parcial entre as forças de pressão e demais forças não são alcançados. Para que a convergência seja facilitada, pode-se adotar o tratamento *Implicit Body Force* que promove o equilíbrio das forças por correções do termo fonte *F* (Equação (8)) que contém a tensão superficial.

2.3 CALCULO DA PERDA DE CARGA

Em mecânica dos fluidos define-se perda de carga em tubulações como a perda de energia mecânica do escoamento devida principalmente a efeitos viscosos, variações da área de seção transversal e geração de vórtices ao longo do domínio do escoamento ou em regiões pontuais. Segundo Fox, McDonald e Pritchard (2006), pela equação da conservação de energia, pode-se definir a perda de carga como:

$$\left(\frac{p_1}{\rho} + \alpha_1 \frac{V_1^2}{2} + gz_1\right) - \left(\frac{p_2}{\rho} + \alpha_2 \frac{V_2^2}{2} + gz_2\right) = h_{lt}$$
(36)

onde p_1 , V_1 e z_1 representam a pressão estática, a velocidade e a cota da região 1 do escoamento respectivamente e p_1 , V_1 e z_1 representam esses mesmos parâmetros para uma região 2. A massa específica e a aceleração da gravidade são expressas na forma ρ e g e o temo h_{lt} representa a perda de carga associada, que contempla a conversão irreversível de energia mecânica em energia térmica.

O termo α da Equação (20) é utilizado na correção da energia cinética para escoamentos laminares, cujo perfil se apresenta na forma parabólica. Por outro lado, para escoamentos turbulentos, o valor de alpha pode ser aproximado à unidade.

A perda de carga é geralmente separada em dois tipos: perda de carga distribuída e perda de carga localizada. Para escoamentos laminares, a primeira se apresenta como função do comprimento da tubulação L, do seu diâmetro D, da velocidade do escoamento V e do número de Reynolds (menor que 2500) como mostra Equação (37). Por outro lado, para escoamentos turbulentos, a perda de carga distribuída também é influenciada pela rugosidade da parede da tubulação que, juntamente ao número de Reynolds, define o valor do fator de atrito f da Equação (38).

$$h_l = \left(\frac{64}{\text{Re}}\right) \frac{L}{D} \frac{V^2}{2}$$
(37)

$$h_l = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2} \tag{38}$$

O fator de atrito *f* da equação da perda de carga distribuída para escoamentos turbulentos pode ser calculado por formulações empíricas para faixas de rugosidade da tubulação e números de Reynolds ou simplesmente pela análise do diagrama de Moody. Nesse diagrama, a rugosidade relativa, representada pela razão entre a rugosidade das paredes internas da tubulação e o seu diâmetro, fornece o valor do fator de atrito para diferentes números de Reynolds. Para ambos os regimes de escoamento, a perda de carga distribuída ocorre devido aos efeitos viscosos gerados pela diferença de velocidade das partículas vizinhas em função da interação do fluido com as paredes da tubulação e à geração do perfil de velocidade. Nota-se, pelo diagrama de Moody que escoamentos turbulentos possuem menores fatores de atrito que os escoamentos laminares, visto que o seu perfil de velocidade se apresenta mais uniforme.

As perdas de carga localizadas, ao contrário das perdas distribuídas, ocorrem não apenas pelos efeitos viscosos do escoamento, mas também são fortemente influenciadas pela perda de energia na geração de vórtices nas variações da seção transversal e em curvas abruptas. Tais perdas de carga podem ser calculadas pela fração *K* da energia de pressão dinâmica perdida no local (Equação (39)) ou por sua equivalência com as perdas de carga distribuídas pela utilização de um comprimento de tubulação equivalente L_e mostrado na Equação (40).

$$h_{lm} = K \frac{V^2}{2} \tag{39}$$

$$h_{lm} = f \frac{L_e}{D} \frac{V^2}{2} \tag{40}$$

Ambos os valores de K e L_e podem ser facilmente encontrados na literatura para cada tipo de acessório responsável pela perda de carga local, como válvulas, cotovelos, curvas de retorno, te, etc.

3 ESTADO DA ARTE

A utilização do modelo VOF se apresenta bastante difundida na análise de escoamentos multifásicos gás-líquido principalmente em *softwares* comerciais devido a sua relativa facilidade de implementação em uma grande gama de problemas comumente encontrados na indústria. Especificamente na indústria do petróleo, o escoamento de misturas bifásicas óleo-gás em dutos origina diferentes regimes de escoamento que apresentam forte influência em medições de vazão e no bombeio das fases. A validação do modelo VOF baseada em resultados experimentais é, portanto, objeto de estudo de diversos trabalhos que tendem a aumentar a confiabilidade da utilização do modelo para outros estudos.

Parvareh (2010) avalia o desempenho do modelo VOF laminar no *software* FLUENT 6.2, comparando diferentes regimes de escoamento simulados em tubos verticais e horizontais com experimentos realizados nas mesmas condições virtuais simuladas. O autor realiza a mistura de água e ar em um tubo transparente dotado de um sistema de Tomografia por Resistência Elétrica (*Electrical Resistance Tomography* - ERT) que identifica as frações volumétricas de cada fase em uma determinada seção transversal da tubulação. Os resultados experimentais foram comparados com as imagens geradas pelas simulações e uma boa semelhança analítica foi identificada.

De forma semelhante, Schepper, Heynderickx e Marin (2008) simularam diferentes regimes de escoamento em tubos horizontais no *software* FLUENT e compararam os resultados extraídos com os dados experimentais, obtendo boa concordância entre o ambiente virtual e o real.

Ambos os trabalhos são realizados com modelos de escoamento laminar, porém em problemas envolvendo escoamento turbulento costuma-se utilizar modelos de turbulência que auxiliam na identificação da geração de vórtices e efeitos turbulentos. Por outro lado, o esforço computacional necessário para a resolução das equações adicionais de turbulência é geralmente muito maior, portanto alguns estudos se dedicam em realizar comparações entre os resultados obtidos sem e com esses modelos no sentido de evidenciar a necessidade ou não de sua

utilização. No trabalho de Dostal, Železný e Zacha (2008), escoamentos da mistura Pb-Bi com vapor são simulados em um tanque com modelo laminar e com modelo turbulento do tipo k- ε . Os resultados mostraram que a utilização do modelo turbulento gerou melhores resultados que o modelo laminar, embora o esforço computacional de ambos tenha sido aproximadamente o mesmo.

Além dos modelos adicionais utilizados juntamente com o modelo VOF, a malha gerada para a geometria a ser simulada também apresenta forte influência nos resultados das simulações e no tempo de processamento dos computadores. Dessa forma, testes de malha são geralmente realizados para identificar a quantidade ótima de células necessária para fornecer resultados confiáveis com o menor esforço computacional possível. Desamala et al. (2013) apresenta os mapas de fração volumétrica das fases obtidas para malhas de diferentes quantidades de células e identifica aquela capaz de gerar um bom resultado com o menor número de células. A malha ótima foi então utilizada nas simulações que visam a identificar a forneteira entre os regimes *wavy* e *disperse* no diagrama apresentado na Figura 2(a).

A validação de modelos multifásicos em CFD pela busca da correspondência entre o regime de escoamento encontrado em simulação com o diagrama dos regimes de escoamento é muito comum, porém a distribuição das frações de gás em uma seção transversal da tubulação é fortemente influenciada pela distância entre a injeção de ar e a seção analisada. Fenômenos de coalescência e quebra das bolhas ao longo do escoamento tendem a alterar significativamente a distribuição da fase gasosa na mistura. No estudo de Lucas, Krepper e Prasser (2005), 100 diferentes combinações de vazão volumétrica de gás-líquido e 10 posições de entrada de ar foram testadas, originando vários diagramas de regimes de escoamento.

4 MISTURADOR DE ESCOAMENTO GÁS-LÍQUIDO – DESENVOLVIMENTO TECNOLÓGICO

Como forma de solucionar os problemas apresentados no estado da arte, um novo equipamento foi idealizado e, por meio de ferramentas computacionais do Laboratório de Fenômenos de Transporte Computacional da Universidade Federal do Espírito Santo - UFES pôde-se avaliar seu desempenho em ambiente virtual. Utilizou-se o *software* comercial licenciado ANSYS FLUENT v14 que conta com modelos de escoamento multifásico amplamente utilizados.

Simulações de perda de carga e do processo de homogeneização da mistura gáslíquido foram realizadas utilizando, respectivamente, modelos de escoamento monofásico e o modelo VOF.

No presente trabalho não foram feitos experimentos de validação das simulações. No entanto, verificou-se o desempenho do modelo VOF por meio da reprodução da simulação de escoamentos *slug* em tubos verticais realizada por Parvareh (2010). Para a validação das simulações de perda de carga, foi simulado o escoamento monofásico em joelho 90° e os resultados foram comparados com os valores de perda de carga calculados a partir de dados extraídos da literatura pelas Equações (38) e (39).

Todas as simulações foram realizadas sem otimização por teste de malha de forma que os cálculos realizados ainda possam ser otimizados com relação ao esforço computacional. Embora as malhas ótimas não tenham sido estimadas, utilizou-se células bastante refinadas e com refinamento do tipo *inflation* com cinco elementos de espessura nas bordas de forma a garantir a precisão dos cálculos. Nas simulações com modelo VOF, particularmente, as malhas foram refinadas o bastante para que uma fina interface entre as fases fosse gerada.

4.1 PROCEDIMENTO PARA SIMULAÇÃO DA PERDA DE CARGA

Visto que o equipamento desenvolvido deva ser conectado a tubulações, mais especificamente a montante de bombas centrífugas ou de outros equipamentos, a

análise da sua perda de carga se torna indispensável para a quantificação da sua interferência na pressão do sistema. Perdas de carga localizadas e distribuídas podem ser simuladas no *software* ANSYS FLUENT por meio de condições de contorno adequadas. Entretanto, ambas devem ser validadas com base em experimentos.

Em se tratando de uma simulação de escoamento monofásico intransiente, utilizouse o método SIMPLEC que garante uma convergência mais rápida que o método SIMPLE com boa estabilidade. Na busca por menor esforço computacional, optou-se pelo método de interpolação *upwind* de primeira ordem e pela utilização do modelo laminar de escoamento, que apresentou resultados semelhantes aos modelos de turbulência em análises prévias.

Os métodos e parâmetros de solução utilizados nas simulações estão apresentados na Tabela 1.

Descrição	Método ou Parâmetro	
Acoplamento P-V	SIMPLEC	
Gradiente	Least Squares Cell Based	
Interpolação espacial	Upwind de primeira ordem	
Critério de convergência absoluto	10 ⁻⁶	

Tabela 1 - Parâmetros e métodos utilizados na simulação

O critério de convergência absoluto de 10⁻⁶ estabelecido para a continuidade e para as velocidades nas três dimensões foi alcançado em todas as simulações.

4.1.1 Simulação de validação

Foram simulados os escoamentos monofásicos de água em joelho 90° mostrado na Figura 18. Gerou-se malha não estruturada de 202.964 células tetraédricas, que se apresentam bem refinada dadas as dimensões da geometria.



Figura 14 - Malha da geometria joelho 90°

Fonte: Arquivo pessoal.

Em uma primeira análise, foram impostas as condições de contorno de velocidade e pressão na entrada e *outflow* na saída. Essa última considera que o gradiente da velocidade normal à superfície é nulo e que a pressão é uma variável dependente das condições do escoamento. Tal abordagem possibilita a determinação da perda de carga, visto que a pressão de saída é calculada durante a simulação, dada uma pressão de entrada conhecida.

A condição de contorno de *outflow* - segundo Fluent (2009) - porém, é consideravelmente sensível aos valores iniciais fornecidos às iterações inerentes do CFD. Portanto, aconselha-se a realização de uma simulação prévia com condição de contorno de pressão na saída para que seu resultado forneça os valores iniciais à simulação com a condição de *outflow*. Entretanto, se o valor da pressão na superfície de saída da simulação prévia não puder ser estimado (como no caso da perda de carga de um novo equipamento), a utilização de *outflow* se apresenta imprecisa. Adicionalmente, tal condição de contorno deve ser fisicamente atingida apenas em superfícies livres da alteração das linhas de corrente provocadas pelo dispositivo deprimogênio, portanto em superfícies de saída relativamente distantes da região de queda de pressão.

Embora as precauções necessárias para a utilização da condição *outflow* tenham sido tomadas, grandes erros foram obtidos em relação aos cálculos baseados em

dados da literatura, pela Equação (39). Para contornar o problema, um novo procedimento de determinação da perda de carga por simulação CFD foi realizado. Nele, foram impostas as condições de contorno de pressão na entrada e na saída da geometria e obteve-se a distribuição da velocidade no domínio do escoamento. A velocidade média na seção transversal da região de entrada, obtida na simulação, foi então comparada com o valor da velocidade de 0,3 m/s utilizada na Equação (39) para o cálculo da perda de carga do dispositivo para K=1, obtido da literatura especializada.

4.1.2 Simulação no equipamento

Procurou-se comparar a perda de carga do equipamento obtida em simulação com as perdas de carga de dispositivos conhecidos como tês, joelhos e válvulas para a velocidade média na região de entrada igual a 0,3 m/s (utilizada na etapa de validação). Para tanto, vários valores de diferença de pressão foram simulados no equipamento até que a velocidade de 0.3 m/s fosse obtida. Dessa forma determinou-se a perda de carga do equipamento para as mesmas condições de velocidade testadas na validação.

Uma única malha de 590.939 células foi gerada na geometria, resultando em um bom refino das células ao longo do domínio.

4.2 PROCEDIMENTO PARA SIMULAÇÃO COM MODELO VOF

Em se tratando de um equipamento homogeneizador de mistura gás-líquido, a simulação do seu escoamento utilizando modelos multifásicos se apresenta como uma poderosa ferramenta na compreensão do processo de interação entre as fases e na análise do seu desempenho frente a diferentes regimes de escoamento. Entretanto, ferramentas computacionais exigem sua validação experimental de forma a aumentar a confiabilidade dos resultados obtidos

4.2.1 Simulação de validação

Embora um experimento de validação da simulação multifásica do equipamento em modelo VOF não tenha sido realizada, avaliou-se o desempenho do modelo pela reprodução do artigo de Parvareh (2010) utilizando-se a mesma geometria e os mesmos parâmetros de simulação do trabalho.

No artigo, foram simulados diferentes regimes de escoamento de mistura gás-líquido em tubulação nas posições vertical e horizontal com o modelo VOF e seus resultados foram comparados com dados experimentais obtidos em laboratório.

Desenhou-se um tubo de 2 m de comprimento com 2 cm de diâmetro interconectado ao um tubo de mesmo diâmetro e menor comprimento, conforme ilustrado na Figura 19.





Fonte: Arquivo pessoal.

Condições de contorno

A simulação do regime *slug* vertical foi realizada considerando-se paredes lisas e sem deslizamento, inicialmente preenchidas pela fase líquida (água). Como condição de contorno, adotou-se pressão atmosférica na saída, velocidade de 0,9 m/s na entrada de ar e 0,07 m/s na entrada de água. A tensão superficial entre as fases foi considerada igual a 0,0174 N/m e a aceleração da gravidade igual a 9,81 m/s².

Parâmetros da simulação

Embora Fluent (2009) sugira a utilização de malhas com elementos hexaédricos para simulações envolvendo o modelo de tensão superficial, Parvareh (2010) adota malha não estruturada de elementos tetraédricos, o que também é utilizado no presente trabalho visando a manter uma correspondência dos parâmetros adotados pelo artigo reproduzido. A Figura 19 mostra a malha gerada para a geometria estudada com 5.395.183 células.

Em se tratando de simulação envolvendo modelo multifásico VOF, adota-se o método de solução *Pressure-based*, que conta com os algoritmos de acoplamento pressão-velocidade SIMPLE, SIMPLEC, PISO, FSM e Coupled. O caráter transiente da simulação sugere a utilização de um dos três últimos algoritmos. A escolha do modelo PISO no presente trabalho, entretanto, é justificada pelo fato de que o FSM geralmente produz instabilidade nos cálculos realizados em modelos complexos (como VOF). Adicionalmente, a necessidade de uma malha fina e de pequeno *time step*, que visam a uma boa identificação da interface gás-líquido, inviabiliza a utilização do modelo Coupled.

Sabendo-se que a utilização das equações da tensão superficial na simulação tende a provocar divergência dos cálculos, o tratamento *Implicit Body Force* foi considerado para evitar o problema.

Para uma boa visualização da superfície de separação das fases optou-se pelo esquema *geometric recostruction*, que impede a dissipação da interface gás-líquido promovida por modelos de discretização espacial convencionais. Visto que o esquema não está disponível para o método de discretização temporal *Implicit*, utiliza-se obrigatoriamente o método *Explicit*. Nele, um número de *Courant* igual a 0,25 foi adotado para a interface gás-líquido e para o restante do domínio adotou-se o valor de 0,25 nos primeiros *time step*, como forma de garantia da convergência dos cálculos, e 0,5 para o restante do tempo de simulação.

Como método de discretização espacial, optou-se pelo *upwind* de segunda ordem para as equações do momento e da fração volumétrica, visando a elevar a precisão dos cálculos. O critério de convergência absoluto adotado foi de 10⁻⁷, conforme especificado pelo artigo.

4.2.2 Simulação no equipamento

Com o resultado obtido na simulação de perda de carga do equipamento, realizouse a simulação transiente do escoamento multifásico em modelo VOF com condições de contorno de pressão atmosférica na saída e pressão manométrica equivalente à sua perda de carga na entrada. Analogamente à simulação realizada por Parvareh (2010), utilizou-se uma tensão superficial igual a 0,0174 N/m entre as fases e a aceleração da gravidade de 9,81 m/s² convenientemente direcionada simulou a posição vertical do equipamento.

Como forma de avaliar o desempenho do equipamento na dissipação de bolhas e na homogeneização da mistura gás-líquido, compararam-se as frações de gás obtidas na saída do equipamento com as frações da fase em uma geometria tubular inicialmente preenchida de líquido por onde se fez escoar uma grande bolha de ar. Assim como na geometria tubular, os cálculos foram iniciados no domínio completamente preenchido da fase líquida (água) e 100% de gás (ar) foram admitidos na sua região de entrada ao longo da simulação. Dessa forma, verificouse o funcionamento do equipamento na condição extrema da admissão de uma grande bolha.

Embora malhas de elementos hexaédricos sejam mais indicadas para simulações envolvendo tensão superficial, optou-se por elementos tetraédricos devido às dificuldades encontradas na elaboração da malha na complexa geometria simulada. Análises qualitativas do desempenho da malha na construção de uma fina interface entre as fases ao longo do equipamento resultaram em um valor adequado de 590.939 células.

Com relação à malha do tubo liso, utilizou-se o mesmo critério de determinação do número de células baseado na construção de uma fina interface gás-líquido resultando em 66.598 células.

Os mesmos parâmetros da simulação de validação do modelo VOF foram utilizados na avaliação do desempenho do equipamento. Por outro lado, um menor critério de convergência de 10⁻⁴ foi utilizado devido às limitações de processamento do computador utilizado.

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 AVALIAÇÃO DA PERDA DE CARGA

5.1.1 Validação da simulação

Para a geometria especificada na Figura 18 (joelho 90°), pôde-se calcular a diferença de pressão entre as regiões de entrada e saída com base no seu coeficiente de perda de carga K, no fator de atrito f e no comprimento da tubulação L, mostrados na Tabela 2. Assim como nas simulações realizadas, o cálculo da perda de carga foi realizado sob consideração de paredes lisas na tubulação.

Tabela 2 – Parâmetros utilizados no cálculo da perda de carga

f	L (m)	K
0,02	2,20	1,00

Pelas Equações (38) e (39), calcularam-se as perdas de carga distribuída e localizada respectivamente e seus resultados foram utilizados no cálculo da perda de carga total.

O comprimento da tubulação *L* especificado considera toda a extensão de tubulação além dos limites da geometria do joelho, entre o início e o fim da curva de 90°. Os prolongamentos, embora não sejam utilizados no cálculo da perda de carga localizada, devem ser considerados no cálculo da perda de carga total, visto que a perda de carga ao longo de 2,2 m de tubulação com 0,2 m de diâmetro representa uma parcela significativa sobre a diferença de pressão total da geometria, como mostra a Tabela 3. Nota-se que a perda de carga distribuída representa cerca de 18% da perda de carga total.

Perda de carga localizada	Perda de carga distribuída	Perda de carga total
(mca)	(mca)	(mca)
4,9	1,08	5,98

Tabela 3 – Perda de carga no joelho

O prolongamento da geometria do joelho é necessário para reduzir a interferência da condição de contorno de distribuição da pressão constante ao longo das superfícies de entrada e saída sobre a curva de 90°, que deve apresentar distribuição não uniforme da pressão.

Com o resultado da perda de carga total obtido pelos cálculos, impôs-se pressão manométrica de entrada igual a 5,98 mca, que equivale a 58,62 Pa, e pressão manométrica de saída igual à zero mca na geometria da Figura 18 no *software* FLUENT.

Obteve-se os mapas de pressão e velocidade mostrados nas Figuras 20 e 21 respectivamente.



Figura 16 – Mapa de pressão na geometria joelho 90°

Fonte: Arquivo pessoal.



Figura 17 – Mapa de velocidade na geometria joelho 90°

Fonte: Arquivo pessoal.

Pela Figura 20, nota-se que regiões de alta e baixa pressão foram formadas ao longo das faces externa e interna da curva do joelho respectivamente. O surgimento da região de alta pressão é esperado visto que o redirecionamento do fluido, da direção +Y para a direção –X é realizado pela face externa da curva. Da mesma forma, a inércia presente nas moléculas do escoamento tende a mantê-las em movimento linear na direção +Y, o que provoca uma região de baixa de pressão na região interna da curva.

Em complemento à distribuição de pressão ao longo da geometria, a distribuição de velocidade, apresentada na Figura 21, mostra que as regiões de maior velocidade de escoamento estão localizadas na zona de baixa pressão, ao passo que as regiões de baixa velocidade se encontram na zona de alta pressão. Tais relações entre velocidade e pressão são esperadas de acordo com a Equação (36), que apresenta uma relação inversa de incremento dessas variáveis para um dado ponto do escoamento. Adicionalmente, pela Figura 21, percebe-se que a condição de não deslizamento imposta como condição de contorno nas paredes da geometria é satisfeita visto que velocidades baixas são encontradas nos contornos da tubulação e do joelho.

Com os resultados gerados pela simulação, obteve-se o fluxo de massa na região de entrada da geometria que foi utilizado no cálculo da velocidade média do fluido na região. A Tabela 4 faz um comparativo entre a velocidade média obtida na simulação "Vs" e a velocidade de 0,3 m/s utilizada nos cálculos da perda de carga do joelho "V".

Tabela 4 – Comparativo entre as velocidades real e obtidas em simulação			
Vs (m/s) V		Erro relativo (%)	
0,286	0,3	4,70	

Tabela 4 – Comparativo entre as velocidades real e obtidas em simulação

A diferença entre o valor teórico e o valor simulado da velocidade média pode ser explicada pelo fato de que a condição de contorno de velocidade imposta na entrada da geometria possui perfil reto, isto é, de velocidade constante ao longo da seção transversal, ao passo que o cálculo teórico considere perfil desenvolvido. Embora o número de Reynolds do escoamento simulado seja 62000, caracterizando regime turbulento, a consideração de perfil reto tende a colaborar para a divergência dos resultados. Outra hipótese simplificadora responsável pela geração de erro no resultado resulta da não aplicação de modelos de turbulência na simulação. Tais modelos ajudam na identificação da geração de vórtices e perdas de energia mecânica na forma de turbulência que devem alterar o resultado obtido.

De maneira gera, modelos de turbulência não devem ser necessariamente aplicados a simulações envolvendo turbulência em malhas bastante refinadas, pois os fenômenos de geração e dissipação de vórtices podem ser identificados pelo próprio campo de velocidade. No presente trabalho, embora nenhum estudo aprofundado tenha sido elaborado, utilizou-se a ferramenta de refino *inflation*, que introduz células de dimensões reduzidas nas proximidades dos contornos da geometria de forma aumentar a sensibilidade dos cálculos do campo de velocidade na fina camada limite turbulenta.

5.1.2 Estimativa da perda de carga no equipamento

Foram realizadas simulações na geometria do equipamento com diferenças de pressão entre suas regiões de entrada e as saídas iguais a 300, 400, 440 e 450 Pa. O valor da velocidade média na região de entrada mais próximo de 0,3 m/s foi de 0,31 m/s (erro relativo igual a 3,33%) para a diferença de pressão de 440 Pa.

O valor da perda de carga encontrado no processo iterativo de verificação da velocidade média foi utilizado na Equação (39) para a obtenção do coeficiente de perda de carga K. Como resultado, o equipamento apresentou um K igual a 9,16.

A Tabela 5 mostra um comparativo entre os coeficientes de perda de carga de geometrias conhecidas e aquele obtido na simulação do equipamento.

Coeficiente de perda de carga k			
Equipamento	Tê	Joelho 90°	Válvula globo
9,16	1,80	1	10

Tabela 5 – Coeficientes de perda de carga

Nota-se que o equipamento apresenta perda de carga relativamente elevada de 8,4% inferior àquela gerada por uma válvula globo padrão e equivale a cerca de 9 joelhos, ou 5 tês, conectados em série.

A instalação de equipamentos com alta perda de carga, como válvulas, a montante de bombas normalmente não é recomendada visto que a redução da pressão colabora para o fenômeno de cavitação, que deve ser evitado. Em poços de petróleo, por outro lado, a redução da pressão tende a provocar a mudança de fase dos hidrocarbonetos líquidos em gás, que, misturado ao óleo reduz a eficiência do bombeio e colabora para a ocorrência de *gas lock*. A elevada pressão em poços de petróleo, porém, deve evitar que tais problemas ocorram em sistemas BCS e a instalação de equipamentos com coeficientes de perda de carga relativamente elevados pode ser realizada sem maiores problemas.

Com relação à medição de vazão, a perda de carga não apresenta muitos prejuízos, exceto em sistemas onde perdas energéticas merecem especial atenção. Muitos medidores, inclusive, utilizam a queda de pressão para a determinação da vazão, tais como placas de orifício. No caso da medição de escoamentos multifásicos, a utilização de pré-misturadores de fases apresenta benefícios na medição relevantes o bastante para que seja justificada a sua utilização mesmo que isso provoque perda de carga no sistema.

Analogamente à simulação de perda de carga na geometria do joelho, a simulação realizada no equipamento desenvolvido no presente trabalho faz uso de simplificações que produzem erros nos resultados. A não utilização de modelos de turbulência e a aplicação da condição de contorno de velocidade uniforme na entrada do domínio do escoamento são consideradas como as principais fontes de erro provocadas por simplificações.

5.2 AVALIAÇÃO DA SIMULAÇÃO MULTIFÁSICA

5.2.1 Validação da simulação

As condições de contorno de velocidade nas entradas de ar e água iguais a 0,9 m/s e 0,07 m/s respectivamente sugerem a formação do regime *slug* no interior da tubulação conforme mostrado no diagrama da Figura 2(b) obtido por Weisman (1983). O desenho mostrado na Figura 3(b) mostra a geometria característica da interface formada entre as fases líquido e gás para esse regime de escoamento. Devido à diferença entre as massas específicas das fases, o gás tende se mover contra a aceleração da gravidade estabelecendo uma velocidade relativa com a fase líquida. A geometria convexa da bolha resultante da ação da tensão superficial possui maior volume de gás no entorno da sua região central, o que eleva a força de empuxo dessa região em relação às extremidades laterais, que possuem menor volume de gás. Adicionalmente, a redução da velocidade do escoamento nas proximidades da parede da tubulação favorece o fluxo de massa na sua região central. Dessa forma, forma-se uma interface líquido-gás alongada na frente da bolha (região de alta pressão), característica do regime *slug*. A passagem dessa frente, portanto, provoca uma região de baixa pressão na parte inferior da bolha provocando a recirculação do líquido e redução da fração de gás.

A comparação com os resultados encontrados por Parvareh (2010) foi feita pela análise do mapa de cores de fração volumétrica de gás em uma seção longitudinal da tubulação obtido na simulação. A imagem gerada é mostrada na Figura 22(a), enquanto que os resultados numéricos e experimentais de Parvareh são apresentados na Figura 22(b) e (c) respectivamente. Nota-se uma equivalência entre os regimes de escoamento *slug* formados nas três imagens que apresentam a passagem de uma única bolha no interior da tubulação preenchida por líquido. Percebe-se a formação da superfície alongada na frente da bolha, bem como a região de recirculação do líquido na zona de baixa pressão com conseqüente redução da fração de gás.

Os resultados numéricos mostram a formação de uma nítida interface entre as fases líquida e gasosa como previsto na Figura 5 com a utilização do esquema *geometric reconstruction*, que ao contrário da interpolação *upwind*, não promove a dissipação da interface.





Fonte: Arquivo pessoal.

5.2.2 Teste do desempenho do equipamento

Os resultados obtidos na simulação de escoamento multifásico gás-líquido realizada no equipamento misturador aponta para a sua grande capacidade de homogeneização da mistura e dissipação de bolhas. O misturador foi capaz de reduzir a fração de gás ao longo do escoamento, tornando-a mais bem distribuída em todo o domínio.

A análise do desempenho do equipamento foi realizada comparando-se as frações de gás de uma bolha livre no interior de uma tubulação com a fração dessa mesma fase na região de saída do misturador.

A Figura 23 mostra a interface gás-líquido da frente da bolha que escoa livremente no tubo. Nota-se que, assim como no processo de validação do modelo VOF, a interface de separação das fases é nítida e estável (sem dissipação). Adicionalmente, o perfil da bolha apresentado na figura sugere o escoamento da mistura em regime *slug* como esperado.

Ainda na Figura 23, são apresentadas as seções transversais nomeadas de "1A" até "4F" espaçadas de 0,01 m que foram utilizadas na comparação das frações de gás da bolha livre com as bolhas na saída do equipamento.



Figura 19 - Mapa de fração volumétrica de líquido para frente da bolha em tubo livre

Fonte: Arquivo pessoal.

A Figura 24 apresenta, em (a), as seções nomeadas na Figura 18 e, em (b), as seções ao longo do equipamento também espaçadas de 0,01 m. Na figura, pode-se perceber que a grande bolha livre para escoar na tubulação é dissipada em várias outras menores após sua passagem pelo equipamento promovendo maior homogeneização da fração de gás ao longo do domínio do escoamento.



Figura 20 – Mapas de fração volumétrica de líquido para o tubo livre (a) e para a saída do equipamento (b)

Fonte: Arquivo pessoal.

Com base nos resultados apresentados na Figura 24, gerou-se o gráfico da Figura 25 que mostra as frações volumétricas de gás de cada seção tanto para a saída do

equipamento quanto para a tubulação livre. No gráfico, a seção "A1" é posicionada no "comprimento" zero e todas as outras são mostradas em incrementos de 0,01 m ao longo do eixo.



Figura 21 - Gráfico da fração volumétrica do gás x comprimento desde a primeira seção "A1"

Fonte: Arquivo pessoal.

Nota-se que grandes frações volumétricas de gás, contidas em uma única bolha livre, são distribuídas pelo equipamento ao longo do escoamento de forma que uma maior homogeneização das fases da mistura seja garantida. Tal distribuição é extremamente vantajosa na redução das ocorrências de *gas lock* em sistemas BCS e na estabilização da corrente elétrica que os alimenta.

Com base na conservação de massa do gás, pode-se prever que a redução da quantidade da fase nas seções da tubulação com a presença do equipamento acarreta em um prolongamento do fluxo da fase gasosa ao longo do tubo, porém com menor fração volumétrica que no caso do tubo sem o equipamento. Em outras palavras, se a fração volumétrica do gás for reduzida a zero na continuação da curva de "bolha livre" do Gráfico 25, a fração dessa fase permanecerá diferente de zero na curva de "saída do equipamento" em um maior comprimento de tubulação até que a massa de gás seja conservada.

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

O desenvolvimento de um novo equipamento capaz de homogeneizar misturas de gás e líquido foi realizado por meio de simulações numéricas monofásicas e multifásicas previamente validadas com base na literatura.

Os resultados das simulações de perda de carga sugerem um coeficiente de perda de carga *K* para o equipamento igual a 9,16, que se apresenta 8,4% inferior ao mesmo coeficiente para uma válvula globo padrão. Embora a perda de carga obtida seja relativamente alta, a queda de pressão causada pelo equipamento a montante de BCS no interior de poços de petróleo deve ser compensada pela elevada pressão no interior dos reservatório. Adicionalmente, sua aplicação a montante de medidores de vazão de escoamento multifásico, deve ser realizada em situações em que os problemas causados por perdas de carga não sejam significativos quando comparados com os benefícios da prévia homogeneização da mistura na medição.

O desempenho do equipamento testado em simulação multifásica mostra que a fração volumétrica de gás não deve exceder 20% na saída do equipamento para admissão de mais de 60% da fase. Tal resultado mostra sua excelente capacidade em reduzir a quantidade gás no escoamento pela distribuição homogênea das fases da mistura.

Trabalhos futuros poderão ser desenvolvidos para a validação experimental das simulações realizadas no presente trabalho e para a análise do desempenho de um protótipo do equipamento em condições reais de operação. Adicionalmente, simulações CFD envolvendo modelos de turbulêcia também podem ser elaboradas de forma a avaliar sua influência nos resultados.

REFERÊNCIAS

AL-LABABIDI, S.; MBA, D.; ADDALI, A. Upstream Multiphase Flow Assurance Monitoring Using Acoustic Emission. In: SIKORSKI, W. (Ed.). *Acoustic Emission*. Rijeka: In Tech, 2012. cap. 10, p. 217-250.

BOYER, C., LEMONNIER, H. Design of a flow metering process for two- hase dispersed flows, *International Journal of Multiphase Flows*, v. 22, p. 713–732, 1996.

BRACKBILL, J. U.; KOTHE, D. B.; ZEMACH, C. A Continuum Method for Modeling Surface Tension. *J. Comput. Phys.*, v.100, p. 335–354, 1992.

BRENNEN C. E. *Fundamentals of Multiphase Flow.* California: California Institute of Technology, 2003. 402 p.

BUSON, D. F. Escoamento óleo-gás em equipamento submarino: influência da fração volumétrica de gás na separação de fases no módulo de bombeio. 2013. 65 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Centro Tecnológico, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2013.

CHEREMISINOFF, N. P.; GUPTA, R (Ed.). *Handbook of Fluids in Motion*. Texas: Ann Arbor Science Publ., 1983. 1216 p.

CHILINGARIAN, G. V.; ROBERTSON JR, J. O.; KUMAR, S. *Surfece Operations in Petroleum Production*. New York: Elsevier Science Publishers, 1987.

DESAMALA, A. B.; DASARI, A.; VIJAYAN, V.; GOSHIKA, B.; DASMAHAPATRA, A.; MADAL, T.. CFD Simulation and Validation of Flow Pattern Transition Boundaries during Moderately Viscous Oil-Water Two-Phase Flow through Horizontal Pipeline, *World Academy of Science, Engineering and Technology,* v. 73, p. 1150-1155, 2013.

DOSTAL, V.; ŽELEZNÝ, V.; ZACHA P. Simulations of two-phase flow in Fluent. In. ANSYS konference, 16, 2008, Luhačovice. *Anais...* Listopadu, 2008.

FLUENT, ANSYS FLUENT Theory Guide, Canansburg: ANSYS Inc., 2009.

FLUENT SOFTWARE TRAINING, Modeling Multiphase Flows, 2014, Slides.

FOX, R. W.; MCDONALD, A. T.; PRITCHARD, P. J. *Introdução à mecânica dos fluidos*. 6. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2006. 798 p.

KRISTOF, G. Multiphase flow modeling. 2010. Slides.

LUCAS, D.; KREPPER, E.; PRASSER, H. M., Development of co-current air–water flow in a vertical pipe, *International Journal of Multiphase Flow*, v. 31, p. 1304-1328, 2005.

OLIVEIRA, R. P. de. *Caracterização experimental das propriedades dinâmicas de escoamentos pistonados em tubos verticais*. 2009. 135 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

PALADINO, E. E. Estudo do escoamento multifásico em medidores de vazão do tipo pressão diferencial. 2005. 263 f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica), Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

PARVAREH, A.; RAHIMI, M.; ALIZADEHDAKHEL, A.; ALSAIRAFI, A. CFD and ERT investigations on two-phase flow regimes in vertical and horizontal tubes. *International Communications in Heat and Mass Transfer*, Kermanshah, v. 37, p. 304 -311, 2010.

PETROBRAS (Rio de Janeiro – RJ). Roberto Rodrigues; João Siqueira de Matos; Carlos Alberto Giacomim Pereira; Jackson Burjack Farias; Robson Soares Junior. *Sistema de módulo de bombeio submarino e método de instalação do mesmo*. PI 0400926-6 A2, 22 jun. 2004, 22 nov. 2005.

PETROBRAS (Rio de Janeiro – RJ). Mauro Luiz Lopes Euphemio; Joao Siqueira de Matos; Roberto Rodrigues. *Subsea petroleum production system method of installation and use of the same*. US 7516795, 17 ago. 2005, 14 abr. 2009.

POWERS, W.J.; DUNBAR, C.; CHILINGARIAN, G. V. Electric Submergible Pumps. In: CHILINGARIAN, G. V.; ROBERTSON JR, J. O.; KUMAR, S. *Surfece Operations in Petroleum Production*. New York: Elsevier Science Publishers., 1987. cap. 16, p. 737-799.

RODRIGUES, R.; PONT, A. D. O desafio da instalação de Módulos de bombeamento submarino, preferencialmente sem Sonda. In. Congresso Nacional de Transporte Aquaviário, Construção Naval e Offshore, 23. 2010. Rio de Janeiro. *Anais...,* 2010.

SCHEPPER, S. C. K. de; HEYNDERICKX, G. J.; MARIN, G. B. CFD modeling of all gas–liquid and vapor–liquid flow regimes predicted by the Baker chart, *Chemical Engineering Journal*, v. 138, p. 349-357, 2008.

SIKORSKI, W. (Ed.). Acoustic Emission. Rijeka: In Tech, 2012. 398 p.

SILVA, L. C. T. da. *Simulação numérica de poço alojador de bombeio*. 2010. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processo Químicos e Bioquímicos) -Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2010.

THOMAS, J. E. (Org.) *Fundamentos da engenharia do petróleo*. 2. ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2001. 271 p.

VERSTEEG, H. K.; MALALASEKERA, W. *An introduction to computational fluid dynamics: The finit volume method.* New York: Longman Scientific & Technical, 1995. 257 p.

WEISMAN, J. Two-phase flow patterns. In: CHEREMISINOFF, N. P.; GUPTA, R (Ed.). *Handbook of Fluids in Motion*. Ann Arbor Science Publ., 1983. cap. 15., p. 409-425.

ANEXO I – TRATAMENTO NUMÉRICO

MÉTODOS DE DISCRETIZAÇÃO

Pelo método dos volumes finitos (utilizado no ANSYS FLUENT), todo o domínio do escoamento é dividido em pequenos volumes de controle nos quais as equações diferenciais governantes da Mecânica dos Fluidos são integradas. Esse procedimento de discretização do domínio, portanto, converte as equações diferenciais em equações algébricas, que podem ser solucionadas numericamente. Em escoamentos transientes, além da discretização espacial, o tempo também deve ser discretizado em pequenos intervalos, chamados *time-step*.

Discretização espacial

A discretização espacial das equações governantes pode ser ilustrada pela discretização da equação diferencial geral do transporte da propriedade ϕ , expressa na forma:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\phi) + \nabla \cdot (\rho\vec{v}\phi) = \nabla \cdot (\Gamma \cdot \nabla\phi) + S_{\phi}$$
(19)

onde t, ρ , \vec{v} , S_{ϕ} e Γ são respectivamente o tempo, a massa específica, a velocidade local, o termo de geração e o termo de difusão.

Segundo Fluent (2009), a integração da Equação (19) em cada volume de controle (célula) da malha resulta na equação geral do transporte discretizada no espaço:

$$\frac{\frac{\partial \rho \phi}{\partial t}V}{\mathbf{A}} + \sum_{f}^{N_{faces}} \rho_{f} \vec{v}_{f} \phi_{f} \cdot \vec{A}_{f} = \sum_{f}^{N_{faces}} \Gamma_{\phi} \nabla \phi_{f} \cdot \vec{A}_{f} + S_{\phi} V$$

$$(20)$$

onde as variáveis com índice f estão representadas na face da célula.

Embora a Equação (20) esteja espacialmente discretizada, sua manipulação numérica ainda não é possível devido à presença dos termos não discretizados **A** (temporal), **B** (função de ϕ_f) e **C** (expresso na forma do gradiente de ϕ_f). Em

escoamentos transientes, o incremento da variável ϕ no tempo no termo **A** pode ser obtido por um dos métodos de discretização temporal que serão apresentados. Por outro lado, discretizações espaciais são necessárias para a obtenção do o valor de ϕ_f no termo **B** e do gradiente da variável ϕ_f no termo **C**.

Métodos de determinação do gradiente

No ANSYS FLUENT, três métodos de determinação do gradiente estão disponíveis: *Green-Gauss Cell-Based*, *Green-Gauss Node-Based* e *Least Squares Cell-Based*. Os dois primeiros estão fundamentados no teorema de Green-Gauss, que relaciona o gradiente da variável ϕ no centro de uma região limitada pelas faces *f* com seus valores nas faces ϕ_f :

$$\left(\nabla\phi\right)_{c} = \frac{1}{V}\sum_{f}\overline{\phi}_{f}\overline{A}_{f}$$
(21)

onde \vec{A}_f representa a área da face $f \in V$ é o volume da célula.

No método *Green-Gauss Cell-Based*, o valor de ϕ_f da Equação (21) é obtido pela Equação (22), enquanto que no método *Green-Gauss Node-Based*, seu valor é determinado pela Equação (23).

$$\bar{\phi}_{f} = \frac{\phi_{c0} + \phi_{c1}}{2}$$
(22)

Onde $\phi_{c0} \in \phi_{c1}$ são os valores da variável ϕ no centro de células adjacentes

$$\overline{\phi}_f = \frac{1}{N_f} \sum_{n}^{N_f} \overline{\phi}_n \tag{23}$$

onde N_f é o número de nós em cada face e n é o índice que representa um nó.

Por fim, ao utilizar o método *Least Squares Cell-Based*, considera-se que a variável ϕ varia linearmente entre duas células, logo:

$$(\nabla \phi)_{c0} \cdot \Delta r_i = (\phi_{ci} - \phi_{c0})$$
(24)

onde Δr_i representa a distância entre os centros das células adjacentes que possuem ϕ iguais a ϕ_{ci} e ϕ_{c0} .

Embora os métodos de determinação do gradiente do termo **C** da Equação (20) possibilitem sua manipulação numérica, a propriedade ϕ em cada célula ainda não pode ser obtida diretamente, visto que seus valores estão expressos nas faces das células ϕ_f . Portanto, métodos de interpolação são necessários para a obtenção da propriedade de cada volume de controle.

Métodos de interpolação

No ANSYS FLUENT, quatro tipos de interpolação podem ser executados no termo convectivo (**B**, na Equação (20)): *upwind* (primeira e segunda ordem), *power law e QUICK.*

Quando o método *upwind* de primeira ordem é utilizado, o valor da variável ϕ em uma face da célula é igualado ao valor da mesma variável no centro da célula adjacente a montante do fluxo, definido pelo vetor velocidade. No exemplo da Figura 6, o valor de ϕ_e seria, portanto igual a ϕ_E , enquanto que o valor de ϕ_w assumiria o valor de ϕ_P para a velocidade **v** indicada.



Figura 22- Representação do volume de controle unidimensional.

Fonte: Arquivo pessoal.

Quando uma maior precisão é desejada (*upwind* de segunda ordem), o valor de ϕ na face é obtido pela expansão da série de Taylor até sua primeira derivada (Equação (25)). Nesse caso, o gradiente $\nabla \phi$ deve ser obtido por um dos métodos de obtenção do gradiente anteriormente descritos (*Green-Gauss Cell-Based*, *Green-Gauss Node-Based* ou *Least Squares Cell-Based*).

$$\phi_f = \phi + \nabla \phi \cdot \vec{r} \tag{25}$$

O método *upwind* também pode ser melhorado pela interpolação quadrática dos valores da variável ϕ dos centros das células vizinhas à face analisada pelo método *QUICK*. Com base na Figura (7), pode-se obter as equações de ϕ_w e ϕ_e de Versteeg e Malalasekera (1995) para o vetor velocidade **v** no sentido indicado:

$$\phi_{W} = \frac{3}{8}\phi_{P} + \frac{6}{8}\phi_{W} - \frac{1}{8}\phi_{WW}$$
(26)

$$\phi_e = \frac{3}{8}\phi_E + \frac{6}{8}\phi_P - \frac{1}{8}\phi_W \tag{27}$$

 $\begin{array}{c|c} & & & \\ &$

Fonte: Arquivo pessoal.

Por outro lado, no método *power-law* realiza-se a interpolação do valor da variável ϕ na face pela solução exata de um problema unidimensional de difusão e convecção descrito pela equação:

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho u\phi) = \frac{\partial}{\partial x}\Gamma\frac{\partial\phi}{\partial x}$$
(28)

Figura 23- Arranjo de células entorno do volume de P

onde x, ρ , $u \in \Gamma$ representam respectivamente o eixo da direção unidimensional, a massa específica, a velocidade na direção de x e o termo de difusão.

A Equação (28) é então integrada para se obter sua forma discretizada:

$$\frac{\phi(x) - \phi_0}{\phi_L - \phi_0} = \frac{\exp\left(Pe\frac{x}{L}\right) - 1}{\exp(Pe) - 1}$$
(29)

onde L é a dimensão total unidimensional e Pe é o número de Péclet definido por:

$$Pe = \frac{\rho u L}{\Gamma}$$

Em geral, o método QUICK apresenta maior precisão em malhas estruturadas hexaédricas alinhadas com a direção do fluxo. No ANSYS FLUENT, tal método pode ser aplicado em malhas não estruturadas e hibridas, porém o *software* aplica a interpolação *upwind* de segunda ordem automaticamente em faces não hexaédricas.

Discretização temporal

Dois métodos de discretização temporal podem ser adotados nos cálculos do termo **A** da Equação (20): Método Implícito e Método Explicito. A principal diferença entre ambos está no cálculo do valor futuro da variável ϕ , que depende apenas do seu valor presente no Método Explícito e dos valores futuro e presente no Método Implícito.

A Equação (30) mostra uma expressão geral da variação temporal da variável ϕ .

$$\frac{\partial \phi}{\partial t} = F(\phi) \tag{30}$$

onde, qualquer discretização espacial está associada a F.

Para pequenos intervalos de tempo Δt , a Equação (30) pode ser discretizada linearmente na forma:

$$\frac{\phi^{n+1} - \phi^n}{\Delta t} = F(\phi) \tag{31}$$

ou por meio de uma discretização de segunda ordem, expressa por:

$$\frac{3\phi^{n+1} - 4\phi^n + \phi^{n-1}}{2\Delta t} = F(\phi)$$
(32)

onde ϕ , n+1, $n \in n-1$ representam respectivamente a variável escalar, o tempo futuro, o tempo presente e o tempo passado.

Dada a discretização temporal de primeira ou segunda ordem, deve-se ainda especificar o tempo no qual ocorre a discretização espacial F.

Método Implícito

Considera-se que a variável ϕ de F se encontra no tempo futuro n+1. Assim, para uma discretização primeira ordem, tem-se:

$$\phi^{n+1} = \phi^n + \Delta t F(\phi^{n+1}) \tag{33}$$

onde ϕ , n+1 e n são os mesmo parâmetros apresentados na Equação (32) e Δt é o intervalo de tempo (*time step*).

A equação implícita 2.33 deve ser resolvida por meio de procedimentos iterativos visto que a variável futura desejada é função do seu próprio resultado.

Método Explicito

No Método Explícito, a discretização espacial é avaliada no tempo presente "*n*". Logo, a Equação (33) é reescrita na forma:

$$\phi^{n+1} = \phi^n + \Delta t F(\phi^n) \tag{34}$$

onde ϕ , n+1, $n \in \Delta t$ são os mesmo parâmetros apresentados na Equação (33).

Ao contrário da discretização temporal implícita, o Método Explicito não realiza iterações no tempo futuro para obter o resultado da variável ϕ^{n+1} , mas sim calcula seu valor diretamente por meio do *time step*. Tal procedimento pode apresentar certas instabilidades numéricas se o valor de Δt fornecido for muito elevado. A condição *Courant-Friedrichs-Lewy* (CFL) deve ser, portanto, satisfeita de forma a garantir a estabilidade dos cálculos.

Condição Courant-Friedrichs-Lewy (CFL)

Em simulações de escoamentos transientes, a relação entre a distância percorrida por uma onda de perturbação (de velocidade u) em um *time step* Δt e o tamanho local dos volumes da malha Δx é definida pelo número de Courant, que pode ser escrito na forma:

$$Co = \frac{|u|\Delta t}{\Delta x} \tag{35}$$

De fato, se a distância percorrida por uma onda de perturbação for menor que o tamanho local dos volumes da malha, o fluxo de informação que atravessa os volumes será captado. Caso contrário, os valores da variável futura ϕ^{n+1} não serão corretamente calculados.

O número de *Courant-Friedrichs-Lewy* fornece a relação entre o *time step* Δt utilizado na simulação e aquele necessário para tornar o número de Courant igual à unidade $\Delta t_{Co=1}$:

$$CFL = \frac{\Delta t}{\Delta t_{Co=1}}$$
(36)

Caso o número CFL for inferior a um, o valor de Δt resultará na estabilidade dos cálculos pela garantia da captação do fluxo de informação que atravessa os volumes locais da malha. Logo, a condição de estabilidade do método de discretização

temporal explicito, conhecida por *Condição Courant-Friedrichs-Lewy*, impõe um valor limite para o *time step* pelo estabelecimento do CFL inferior à unidade

MÉTODOS DE SOLUÇÃO PRESSURE-BASED E DENSITY-BASED

A utilização de equações diferenciais acopladas não-lineares na descrição de fenômenos envolvendo escoamentos torna necessário o uso de métodos iterativos de resolução. Entretanto, tais métodos exigem a realização de uma grande quantidade de cálculos, que devem ser resolvidos em tempo hábil. Portanto, a capacidade de processamento dos computadores atuais se apresenta como uma boa alternativa para a resolução das equações envolvidas em problemas de mecânica dos fluidos e a existência de *softwares* comerciais de simulação possibilita a reprodução dos fenômenos envolvidos de maneira flexível e prática.

No software ANSYS FLUENT, dois métodos de resolução das equações geradas pelos modelos numéricos estão disponíveis: *Pressure-Based* e *Density-Based*. Ambos podem ser aplicados para escoamentos compressíveis e incompressíveis, embora um apresente melhor performance que o outro para diferentes casos. O primeiro gera melhores resultados que o segundo em modelos de: cavitação, *Volume of Fluid* (VOF), *Mixture, Eulerian,* Combustão e meios porosos. Por outro lado, as simulações de gás real, vapor úmido e escoamento compressível de alta velocidade são mais recomendadas para o método *Density-Based*.

Método Pressure-Based

Dois algoritmos baseados no método *Pressure-Based* estão disponíveis no ANSYS FLUENT: *Pressure-Based Segregated* e *Pressure-Based Coupled*. A diferença entre ambos está no procedimento de resolução das equações governantes. No primeiro, as equações são resolvidas separadamente e em seqüência (segregadas), o que garante menor utilização da memória do computador, porém provoca em uma convergência mais lenta dos resultados. No segundo método, as equações governantes são calculadas em conjunto (acopladas), exigindo maior capacidade de processamento do computador e gerando uma convergência dos resultados mais
rápida. Por outro lado, esse método pode apresentar instabilidade para simulações mais complexas.

Os algoritmos de acoplamento pressão-velocidade SIMPLE, SIMPLEC, PISO e FSM estão disponíveis no método segregado, sendo os dois primeiros geralmente utilizados para regime permanente e os dois últimos para escoamentos transientes. Para o método *Pressure-Based Coupled*, apenas o algoritmo *Coupled* pode ser utilizado.

A Figura 8(a) mostra o esquema dos algoritmos SIMPLE e SIMPLEC que seguem o seguinte procedimento:

 Obtenção do campo de velocidade pela resolução das equações do momento baseadas nos valores de pressão, velocidade, massa específica e viscosidade obtidos da iteração anterior ou de valores inicialmente estimados;

 Cálculo do termo de correção da pressão utilizando as equações da continuidade pelo campo de velocidade recentemente calculado;

3. Correção das velocidades, do fluxo de massa e da pressão pelos valores do termo de correção da pressão (passo 2) e do campo de velocidade (passo 1);

4. Correção dos parâmetros relacionados à turbulência, energia (se necessário), etc. por meio de suas equações de transporte com base nos valores de pressão, velocidade e dos próprios parâmetros obtidos de iterações anteriores ou de valores estimados;

5. Atualização dos termos de geração provenientes da interação entre diferentes fases (em escoamentos multifásicos);

6. Verificação da convergência.

A diferença entre os dois algoritmos está na equação de correção da velocidade utilizada no passo 3. O algoritmo SIMPLEC geralmente garante uma convergência mais rápida, embora possa causar instabilidade na solução de problemas que

envolvam turbulência e modelos físicos adicionais. Nesses casos, o algoritmo SIMPLE é mais indicado.

Uma das limitações dos algoritmos SIMPLE e SIMPLEC é que as novas velocidades (passo 3), embora satisfaçam a equação da continuidade, não correspondem a um campo de velocidade adequado para a equação do momento, resultando em maior número de iterações para que o balanço seja satisfeito. No intuito de aumentar a eficiência dos cálculos, são adicionados passos de correção dos tipos *Neighbor Correction* ou *Skewness Correction* no algoritmo SIMPLEC, resultando no procedimento PISO. No primeiro tipo é adicionado mais um cálculo do termo de correção da pressão, seguido da correção das velocidades e da pressão, entre os passos 3 e 4 do algoritmo SIMPLEC.

Em malhas de células muito distorcidas (faces não ortogonais), a relação entre a diferença da correção das pressões de células adjacentes e a correção do fluxo de massa na face intermediária é muito grosseira, o que atrasa a convergência dos cálculos. A correção do tipo *Skewness* é então utilizada para contornar esse problema pelo cálculo de um termo de correção do gradiente da pressão na face (após o passo 2) que é utilizado na correção do fluxo de massa do passo 3. Esse mesmo procedimento também pode ser adotado para o algoritmo SIMPLEC, já que malhas muito distorcidas podem provocar instabilidades nesse algoritmo.

Em simulações de escoamentos transientes, as interações dos algoritmos de acoplamento pressão-velocidade apresentados são realizadas para cada *time-step*. Dessa forma, o critério de convergência adotado (passo 6) deve ser atingido para cada um dos vários incrementos de tempo da simulação, aumentando bastante o número total de iterações. O algoritmo FSM, ao contrário dos apresentados anteriormente, adota o esquema *non-iterative time-advancement* (NITA) que promove iterações intermediárias no processo de acoplamento pressão-velocidade, conforme mostrado na Figura 8(c). Com tal procedimento, um único processo é efetuado a cada time-step, reduzindo bastante o esforço computacional na análise temporal de um fenômeno. Entretanto, o algoritmo FSM provoca instabilidades em simulações transientes que utilizam modelos complexos, como VOF, e a adoção do procedimento PISO é mais indicado.

Na Figura 8(b), o esquema do algoritmo *Pressure-Based Coupled* é mostrado. Nele, a resolução simultânea das equações governantes exclui a necessidade da atualização da pressão e da velocidade sequenciadas pelos passos 3 e 4 do método anterior. A maior robustez desse algoritmo permite uma convergência mais rápida que o *Pressure-Based Segregated* para escoamentos monofásicos em regime permanente. Em simulações transientes, a utilização do algoritmo *Coupled* encontra maior aplicação em malhas grosseiras e com maiores *time step* de discretização temporal.





Fonte: Fluent, 2009, adaptada.

Método Density-Based

Utilizando-se o método *Density-Based* no ANSYS FLUENT, as equações governantes são resolvidas simultaneamente assim como no método *Pressure-Based Coupled*. O campo de velocidade também é obtido pela equação do momento, porém a distribuição pressão resulta de equações de estado baseadas na temperatura e na massa específica, que é obtida pela equação da continuidade.

A Figura 9 mostra um esquema do algoritmo *Density-Based*, que segue a seqüência de operações:

1. Atualização das propriedades do fluido baseada na solução obtida ou nos valores iniciais determinados pelo usuário;

2. Resolução das equações da continuidade, momento e energia (quando necessário);

3. Solução de equações escalares de turbulência se necessário;

4. Atualização dos termos de geração provenientes da interação entre diferentes fases (em escoamentos multifásicos);

5. Verificação da convergência.





Fonte: Fluent, 2009, adaptada.

Independentemente do método de solução utilizado, seu caráter iterativo torna necessária a definição de um critério de convergência que visa a finalizar o *loop* das iterações. O critério estabelecido deve ser baseado no grau de precisão desejado para cálculos e se fundamenta principalmente na experiência do usuário do *software* de CFD.