

2. Revisão da Literatura

Primeiramente, será feita uma breve descrição das variáveis envolvidas no estudo do escoamento intermitente, apresentando aquelas que são consideradas importantes na modelagem deste fenômeno. Em seguida, trabalhos relevantes encontrados na literatura serão descritos. Os trabalhos foram separados pela abordagem, entre trabalhos numéricos (modelagem de escoamento) e trabalhos experimentais.

Na parte experimental, conforme poderá ser visto, os trabalhos encontrados foram separados com base nos tópicos estudados pelos autores. Assim, foi possível analisar separadamente os trabalhos voltados para a medição da velocidade da bolha de gás, os trabalhos com objetivo de analisar o comportamento estatístico do escoamento intermitente e ainda trabalhos voltados para a medição de perfis de velocidade da fase líquida do pistão ao longo do escoamento.

2.1. Descrição Teórica

Inicialmente, será apresentada uma breve introdução sobre as principais variáveis envolvidas no escoamento intermitente, que são fundamentais para o desenvolvimento dos modelos utilizados para caracterização do escoamento intermitente. A descrição feita por Taitel & Barnea (1990) será adotada, estabelecendo assim a nomenclatura a ser utilizada ao longo deste trabalho.

2.1.1. Definição de variáveis

As velocidades superficiais das fases, no escoamento interno em dutos, são definidas a partir das vazões volumétricas (Q_G e Q_L), conforme a eq. (2.1) a seguir:

$$U_{GS} = \frac{Q_G}{A} = \alpha_G u_G \quad e \quad U_{LS} = \frac{Q_L}{A} = \alpha_L u_L \quad \text{Eq. (2.1)}$$

Nas equações acima, **A** representa a área da seção transversal do tubo, **u** é a velocidade da fase líquida ou gasosa e **α** é a concentração volumétrica de ambas as fases.

Usualmente, **α_G** é definido com a fração de vazios e **α_L** é o *hold-up* da fase líquida. Ambos são calculados a partir da relação entre as áreas ocupadas pelas fases, a partir das eq. (2.2) e (2.3) abaixo:

$$\alpha_G = \frac{A_G}{A} \quad e \quad \alpha_L = \frac{A_L}{A} \quad \text{Eq. (2.2)}$$

$$\alpha_G + \alpha_L = 1 \quad \text{Eq. (2.3)}$$

A relação expressa pela equação 2.3 anterior é válida tanto na região do pistão de líquido, quanto na região do filme de líquido.

Uma vez que as fases iniciam o escoamento no interior da tubulação, uma velocidade única das fases passa a ser considerada e recebe a denominação de velocidade de mistura ou velocidade sem escorregamento (**U_m**). Tal velocidade representa a soma das velocidades de entrada das duas fases e, conseqüentemente, é calculada segundo a eq. (2.4) abaixo:

$$U_m = U_{LS} + U_{GS} = \alpha_L u_L + \alpha_G u_G \quad \text{Eq. (2.4)}$$

Na figura 2.1, é apresentado um conjunto formado por pistão de líquido seguido por uma bolha de gás. Esta sequência representa a configuração básica do escoamento intermitente. Este conjunto (pistão + bolha) forma uma célula unitária denominada como *slug*.

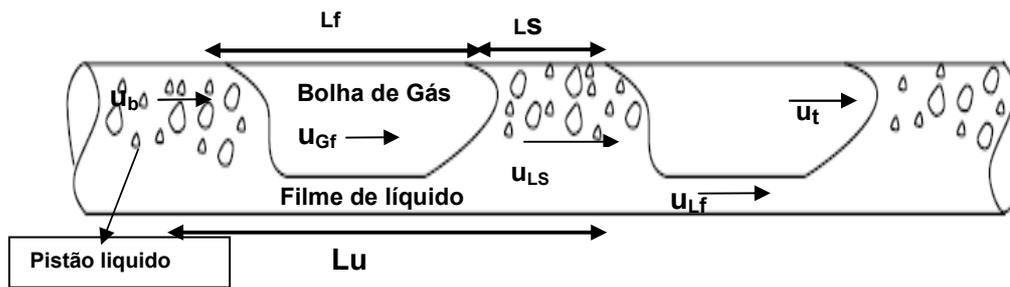


Figura 2.1 – Representação do escoamento intermitente com algumas das suas variáveis a serem estudadas.

A velocidade média da fase líquida no pistão de líquido será definida como u_{LS} e as bolhas dispersas no pistão, escoam com velocidade u_b . Para escoamento horizontal, considera-se que as bolhas escoam com a velocidade do líquido ($u_b = u_{LS}$).

O filme líquido escoam com uma velocidade u_{Lf} e uma bolha longa de gás está localizada na parte superior do tubo (tanto no escoamento horizontal, quanto no inclinado). Nesta região, a fase gasosa escoam com uma velocidade u_{Gf} . A velocidade de propagação da bolha de gás é definida como u_t e é diferente da velocidade da fase gasosa (u_{Gf}), conforme será discutido nos capítulos posteriores.

A velocidade de mistura definida pela eq. (2.4) deve ser conservada tanto para a região do pistão de líquido, quanto para a região do filme de líquido, de forma que a seguinte relação deve ser estabelecida, conforme equações 2.5 e 2.6 respectivamente:

$$U_m = \alpha_{GS}u_{GS} + \alpha_{LS}u_{LS} = \alpha_{GS}u_{GS} + (1 - \alpha_{GS})u_{LS} \quad \text{Eq. (2.5)}$$

$$U_m = \alpha_{Gf}u_{Gf} + \alpha_{Lf}u_{Lf} = \alpha_{Gf}u_{Gf} + (1 - \alpha_{Gf})u_{Lf} \quad \text{Eq. (2.6)}$$

O escorregamento (S) entre as fases líquido e gás na região do pistão de líquido pode ser definido pela eq. 2.7:

$$S = \frac{u_{GS}}{u_{LS}} \quad \text{Eq. (2.7)}$$

Desenvolvendo as equações anteriores, (2.3, 2.5, 2.6 e 2.7), é possível relacionar a velocidade de mistura das fases líquida e gás (U_m) com a velocidade da fase líquida na região do pistão de líquido (u_{LS}), como sendo:

$$u_{LS} = \frac{U_m}{1 + (S-1)\alpha_{GS}} \quad \text{Eq. (2.8)}$$

Para os casos onde o escorregamento entre as fases é desprezado ($S=1$) ou o pistão de líquido é assumido com ausência de gás dissolvido ($\alpha_{GS}=0$), condição esta conhecida como pistão “não-aerado”, a velocidade do pistão de líquido (u_{LS}) será igual à soma das velocidades individuais das fases (U_m).

A unidade *slug* (por vezes será apresentada também como “célula unitária”) representada pela figura anterior como L_u , é subdividida em duas regiões principais: a região do pistão de líquido (L_s) e a região do filme de líquido (L_f), onde:

$$L_u = L_s + L_f \quad \text{Eq. (2.9)}$$

Taitel & Barnea (1990) mostraram ainda que a fração de vazios da célula unitária não depende do formato da bolha, da espessura do filme e também independente do comprimento do filme e do pistão (L_s e L_f).

2.1.2. Estimativa da perda de carga

A estrutura não homogênea característica do escoamento intermitente implica em uma perda de carga local (ΔP) na direção axial que não é constante. Em termos práticos, é importante estimar a perda de carga média por unidade de comprimento da célula unitária ($\Delta P_u/L_u$).

A estimativa da perda de carga pode ser feita por dois diferentes métodos. No primeiro método, onde é utilizado um balanço de força global, considera-se a contribuição da gravidade e da fricção da região do filme e do pistão de líquido.

No segundo método, baseado no balanço de momento linear da região do pistão de líquido, a perda de carga na região do filme é desprezada. Nesta região, os termos foram divididos em gravitacional, termo de fricção e um terceiro termo associado à perda de carga na região próxima à cauda da bolha.

Segundo Dukler & Hubbard (1975), neste segundo método, o último termo estaria associado à aceleração do filme de líquido que se move lentamente no filme em direção à região do pistão de líquido. Entretanto, observou-se que esta afirmação pode incorrer em grandes erros, conforme o diâmetro da tubulação aumenta.

Resumindo, Taitel & Barnea (1990) mostram que ambos os métodos são idênticos a partir do momento que se assume uma perda de carga constante na região do filme.

2.1.3. Velocidade de propagação da bolha

A velocidade de propagação da bolha, u_t , é a velocidade da região da interface líquido-gás à frente do nariz da bolha e, conforme descrito anteriormente, ela é superior à velocidade do gás na região da bolha (u_{Gf}). Sua estimativa não é tarefa simples, sendo objeto de vários estudos que serão discutidos nas seções posteriores.

Estudos mostram que esta velocidade pode ser estimada por uma relação linear com a velocidade da mistura, segundo a equação (2.10):

$$u_t = C_0 U_m + u_d \quad \text{Eq. (2.10)}$$

Onde C_0 está relacionado à contribuição da velocidade de mistura e u_d é a velocidade de deslizamento (em inglês *drift velocity*), ou em outras palavras, é a velocidade de deslocamento da bolha considerando a situação em que o tubo está cheio de líquido e este se encontra parado. Tanto C_0 quanto u_d são constantes para determinada condição experimental, que serão apresentadas mais adiante.

2.1.4. Hold up de líquido

A fração de líquido na região do pistão de líquido (*hold-up* de líquido), definida como R_s , irá depender da vazão das fases e da inclinação da tubulação. Sua relação pode ser obtida tanto experimentalmente, quanto por meio de modelos mecanicistas. Um exemplo desta relação pode ser expresso por meio da equação 2.11 a seguir, definida por Gregory *et al* (1978) e apresentada em Taitel & Barnea (1990). Esta equação foi desenvolvida para escoamento horizontal de ar-óleo, para tubulações de diâmetro de 2,58 e 5,12cm. Nela, a velocidade de mistura apresenta as unidades do SI.

$$R_s = \frac{1}{1 + (U_m/8.66)^{1.39}} \quad \text{Eq. (2.11)}$$

2.1.5. Comprimento do pistão de líquido.

Por se tratar de um fenômeno estocástico, o comprimento do pistão de líquido, L_s , apresentará um valor médio com uma dispersão ao seu redor. O processo de formação dos *slugs* depende da passagem de líquido da região do filme de líquido que é assimilada pela região do nariz da bolha seguinte.

Na figura 2.2 abaixo se observa o processo de desenvolvimento do perfil de velocidade na região do pistão de líquido para dois comprimentos de pistões diferentes. O perfil de velocidade no pistão de líquido de maior comprimento se apresenta como um perfil completamente desenvolvido. Para o segundo caso, onde o pistão de líquido apresenta um comprimento menor, o perfil de velocidade ainda não está completamente desenvolvido. Neste caso, a velocidade máxima do líquido observada é maior quando comparado ao perfil de velocidade desenvolvido. Assumindo que a velocidade de propagação da bolha é considerada como sendo a maior velocidade do líquido à sua frente, então a bolha **B** estará escoando numa velocidade maior que a bolha **A**, com uma tendência ao coalescimento entre as bolhas. Este processo ocorre até o momento em que todo o pistão de líquido é grande o suficiente para que o perfil de velocidade apresente-se completamente desenvolvido.

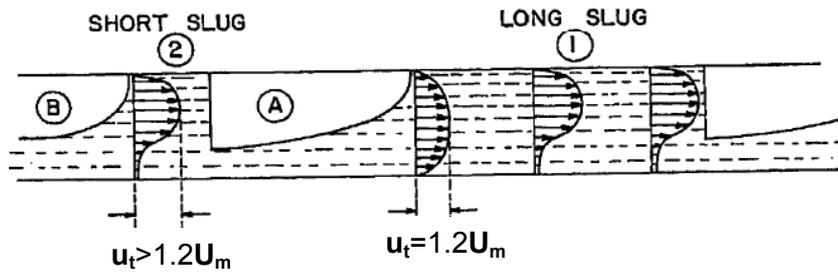


Figura 2.2 – Perfis de velocidade no pistão de líquido (Taitel & Barnea, 1990)

Observações experimentais mostraram que o comprimento médio do pistão é independente da vazão das fases e é praticamente constante para um diâmetro de tubo definido.

2.1.6. Frequência dos slugs.

O período do *slug* é definido como o tempo necessário para a célula unitária se mover entre dois pontos de medição. O inverso do período é a frequência de passagem dos *slugs* (ν_s). A maioria das correlações empíricas é restrita à região onde o pistão apresenta perfil de velocidade desenvolvido. A seguir serão citadas três correlações que foram descritas em Taitel & Barnea (1990).

Gregory & Scott (1969) mediram a frequência dos *slugs* para um sistema composto por dióxido de carbono e água, com diâmetro de 19 mm. A seguinte correlação (unidades SI) foi proposta pelos autores na eq. (2.12):

$$\nu_s = 0.0226 \left[\frac{U_{LS}}{gD} \left(\frac{19.75}{U_m} + U_m \right) \right]^{1.2} \quad \text{Eq. (2.12)}$$

Greskovich & Shrier (1972) utilizaram seus dados do experimento de água e ar em um tubo de 1,5 polegadas. Ao final do trabalho, os autores observaram uma relação entre os resultados que pode ser representada pela eq. (2.13) abaixo:

$$\nu_s = 0.0226 \left[\lambda_L \left(\frac{2.02}{D} + Fr_m \right) \right]^{1.2} \quad \text{Eq. (2.13)}$$

Onde λ_L é o *hold-up* sem escorregamento e Fr_m é o número de *Froude* da mistura, sendo ambos definidos como segundo a equação 2.14 (unidades SI):

$$\lambda_L = \frac{U_{LS}}{U_m} \quad e \quad Fr_m = \frac{U_m^2}{gD} \quad \text{Eq. (2.14)}$$

Heywood & Richardson (1979) a partir da utilização do método de absorção por raio γ , definiram a seguinte relação, equação 2.15, para estimativa da frequência dos *slugs* em escoamento horizontal (unidades SI):

$$\nu_s = 0.0434 \left[\lambda_L \left(\frac{2.02}{D} + Fr_m \right) \right]^{1.02} \quad \text{Eq. (2.15)}$$

Para todos os casos citados anteriormente, o valor da frequência apresentou uma dependência com a velocidade da fase líquida. Além disso, ao plotar a frequência em função da velocidade de mistura, observou-se a ocorrência de uma frequência mínima.

2.2. Modelagem do Escoamento

O padrão de escoamento multifásico horizontal intermitente tem sido objeto de estudo por mais de 40 anos. Para a modelagem das características médias observadas neste padrão de escoamento, duas abordagens estacionárias foram exploradas.

A primeira a ser desenvolvida baseou-se no conceito do "modelo de célula unitária" (Wallis 1969, Dukler & Hubbard 1975 e Taitel & Barnea 1990), e é apresentada na Figura 2.3. Nela, a noção de intermitência é reduzida a uma noção de periodicidade, de forma que o escoamento é tratado como uma sucessão de estruturas de bases periódicas compostas por uma bolha de gás e por um pistão de líquido. Nestes modelos é assumido que o filme de líquido, situado abaixo da bolha de gás, apresenta uma espessura constante com perfil de velocidade totalmente desenvolvido, semelhante ao escoamento estratificado (Fagundes Netto *et al* 1999). A adoção desta hipótese permite que o escoamento seja modelado a partir de seus valores médios com auxílio de equações constitutivas de fechamento.

Para o modelo de Dukler & Hubbard (1975), não foi considerada a ocorrência de velocidade de deslizamento da bolha de gás (u_d) apresentada na eq. 2.12, de forma que a velocidade da bolha dependia somente da velocidade do pistão. Além das vazões do gás e líquido, o *hold-up* de líquido no pistão e a frequência dos *slugs* devem ser fornecidas como dados de entrada. O modelo foi

comparado com um estudo experimental de água e ar numa tubulação horizontal de 1,5 pol (38mm). Os resultados mostraram valores coerentes, tanto para a velocidade do pistão quanto para a velocidade da bolha, quando comparados ao modelo proposto.

Outro modelo de célula unitária foi desenvolvido por Taitel & Barnea (1990). Os autores buscaram apresentar uma abordagem geral de forma que fosse possível aplicar tanto a escoamento horizontal, quanto a vertical e inclinado. O modelo mostrou que a fração de vazios média da célula unitária depende das vazões de gás e líquido, da velocidade das bolhas dispersas, da velocidade da bolha e da fração de vazio dentro do pistão de líquido. Como dados de entrada, o modelo necessita da vazão das fases, da velocidade de deslizamento da bolha (u_d), velocidade das bolhas dispersas no pistão de líquido, do *hold-up* de líquido no pistão (R_s) e o comprimento dos pistões de líquidos (L_s).

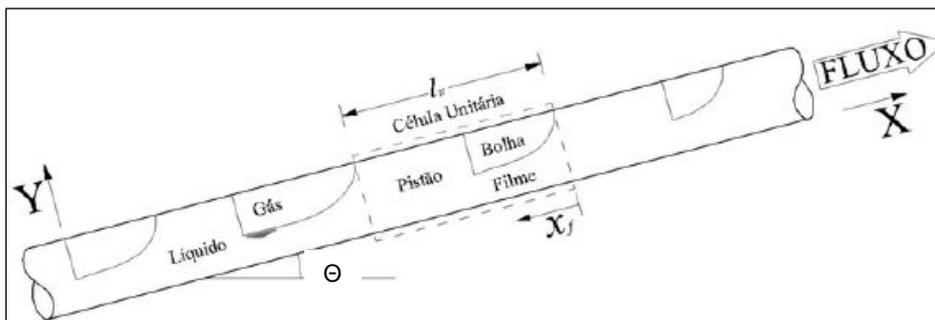


Figura 2.3 – Modelo de célula unitária para modelagem do padrão de escoamento intermitente horizontal e pouco inclinado.

Fabre & Liné (1992) propuseram um novo modelo baseado na “célula estatística”. Nesta abordagem, a estrutura do *slug* não é considerada como periódica, apesar de o filme de líquido ser tratado como completamente desenvolvido. Ainda assim, este modelo necessita de informações iniciais semelhantes ao modelo de “célula unitária”, dentre elas, a velocidade das bolhas, fração de vazios na região da bolha de gás e no pistão de líquido e comprimento médio do pistão de líquido.

A modelagem baseada no escoamento permanente (Dukler & Hubbard 1975, Taitel & Barnea 1990, Fabre & Liné 1992) é de aplicação relativamente simples e fornece resultados confiáveis para estimativa de pressão e vazões médias. Apesar disso, pelo fato de não considerarem a intermitência nem a irregularidade do escoamento, estes modelos podem não ser precisos quando se busca a previsão de parâmetros tais como a distribuição do comprimento de

pistões ou comprimento máximo do pistão. Por dependerem fortemente de leis de fechamento, tais modelos também não são facilmente adaptáveis para situações diferentes dos casos experimentais por eles estudados (por exemplo, a alteração de diâmetro do tubo). Outra limitação destes modelos está na incapacidade de previsão de alterações no padrão de escoamento ao longo do desenvolvimento do escoamento.

Conforme será discutido mais adiante, trabalhos experimentais observaram que a estrutura do escoamento intermitente não é periódica. As funções de densidade de probabilidade (PDF) do comprimento da bolha e do pistão apresentam grande dispersão em torno do valor médio. Devido a estas observações, modelagens mais avançadas deste padrão de escoamento passaram a considerar a natureza transiente do mesmo. Modelos transientes para escoamento em padrão *slug* podem ser classificados em categorias distintas que serão apresentadas a seguir.

Uma alternativa empregada para modelar o fenômeno transiente deste padrão de escoamento consiste na utilização do método de seguimento de *slugs* (“*slug-tracking*”). Neste método, o movimento, crescimento, e desaparecimento das bolhas são monitorados ao longo da tubulação como função do tempo utilizando uma modelagem Lagrangeana. As condições da frente e da cauda de cada pistão são calculadas a cada passo de tempo na tubulação. Assim, é possível determinar a posição dos pistões individualmente, a evolução do comprimento do pistão e a velocidade de sua frente. Construído a partir das equações de conservação da massa e da quantidade de movimento linear para cada fase, este método necessita, entretanto, de leis de fechamento, notadamente para determinar a altura do filme de líquido e a velocidade das frentes.

No trabalho desenvolvido por Taitel & Barnea (1993) é apresentado um modelo de *slug-tracking* que permite estimar a distribuição de comprimento do pistão de líquido para cada posição desejada ao longo do duto. Os autores concluíram que esta distribuição não apresenta dependência com a distribuição dos comprimentos gerados e usados como condição inicial. Assume-se que *slugs* de comprimentos pequenos são gerados na região de entrada da tubulação e, ao longo do escoamento, é possível observar o coalescimento entre as bolhas. A velocidade de propagação da bolha em função do comprimento do pistão de líquido a sua frente deve ser utilizada como dado de entrada.

Outro modelo encontrado na literatura utilizado para a previsão do escoamento intermitente é baseado na previsão do crescimento e

desenvolvimento de instabilidades hidrodinâmicas do escoamento. Este tipo de modelo é conhecido como modelo de dois-fluidos.

Um exemplo de modelo unidimensional de dois fluidos é o modelo desenvolvido por Issa & Kempf (2003). Nele, os padrões estratificado, intermitente e os regimes de transição foram modelados a partir do mesmo conjunto de equações governantes e leis de fechamento, evitando assim o uso de equações empíricas para a determinação do regime de escoamento. A fração gás-líquido pode crescer e, eventualmente, ocupar toda porção do tubo, levando à formação do pistão de líquido naturalmente, como um resultado da solução numérica. O *slug* desenvolve-se, cresce ou coalesce dependendo somente das equações de transporte de massa e momento de cada fase. As informações empíricas requeridas são a tensão interfacial entre as fases e tensão cisalhante na parede.

2.3. Trabalhos Experimentais

Diversos aspectos do escoamento intermitente têm sido objeto de estudo experimental. Alguns autores concentraram-se na determinação da velocidade de propagação da bolha a partir da injeção de uma bolha de gás isolada em um tubo com líquido em movimento ou estagnado. A partir daí, era possível medir a velocidade de deslizamento da bolha (*“drift velocity”*), e comparar com resultados numéricos ou até mesmo identificar a forma da bolha de gás.

Encontram-se também na literatura trabalhos baseados em análise estatística que se concentraram na estimativa do comprimento das bolhas e pistões de líquido durante o escoamento de ambas as fases, com a ocorrência ou não de coalescimento de bolhas. Nestes casos, consideram-se as duas fases em escoamento e a medição das variáveis globais do escoamento era feita a partir de um ponto onde se considerava o escoamento como completamente desenvolvido (Cook & Behnia 1997).

Também são encontrados na literatura trabalhos que buscam estimar o perfil de velocidade da fase líquida, tanto na região do filme de líquido quanto do pistão (Carpintero Rogero 2006).

De uma forma, geral, independentemente do tipo de trabalho experimental realizado, o interesse maior em realizar este tipo de estudo está voltado para o

aprimoramento dos modelos numéricos já existentes e no auxílio ao desenvolvimento de novos modelos.

A seguir, será apresentada uma breve descrição dos trabalhos encontrados na literatura considerados mais relevantes.

2.3.1. Velocidade de propagação das bolhas

Para escoamento horizontal, os modelos inicialmente desenvolvidos (Wallis 1969, Dukler & Hubbard 1975) não assumiam a existência de uma velocidade de deslizamento da bolha (u_d - *drift velocity*), baseando-se no fato que a gravidade não deveria ser considerada na direção horizontal. Desta forma, a velocidade da bolha era relacionada diretamente com a velocidade da mistura entre as fases. Porém, trabalhos experimentais posteriores comprovaram a existência de uma velocidade de deslizamento da bolha através da realização de experimentos com a injeção de uma bolha única numa tubulação com líquido estagnado, conforme poderá ser visto a seguir.

Bendixsen (1984) estudou o movimento de uma bolha simples de ar suspensa em uma tubulação com líquido escoando com vazão constante e também com fluido parado. Estudou-se o efeito da inclinação do tubo e o diâmetro, relacionando os valores com o número de *Froude* (Fr), o número de *Reynolds* (Re) e também o número de *Eötvös* (E_o), o qual relaciona a tensão superficial do fluido em escoamento com as forças gravitacionais.

Para diferentes valores do parâmetro adimensional de tensão superficial (equação 2.16), foi estimada a velocidade de propagação da bolha com a fase líquida parada.

$$\Sigma = \frac{\rho_l g D^2}{\sigma} \quad \text{Eq. (2.16)}$$

Nesta equação, σ é a tensão superficial, ρ_L é a massa específica da fase líquida, g a aceleração da gravidade e D o diâmetro interno da tubulação.

Com base nos resultados observados, o autor propôs a seguinte relação para a velocidade de deslizamento da bolha em fluido parado, considerando a tubulação inclinada:

$$u_d = u_d^h \cos \theta + u_d^v \sin \theta \quad \text{Eq. (2.17)}$$

Na equação acima, u_d^v e u_d^h são, respectivamente, os valores da velocidade de deslizamento para o escoamento vertical e horizontal onde:

$$u_d^v = 0.35\sqrt{gD(1 - \rho_l/\rho_g)} \quad \text{Eq. (2.18)}$$

Para u_d^h , se $Fr > 3,5$ então $u_d^h = 0$. Caso contrário, para $Fr < 3,5$, o autor propõe uma relação mais complexa, podendo ser vista na referência.

Os resultados obtidos pelo autor foram comparados com a eq. (2.19) a seguir. Nesta equação, Nicklin *et al* (1962) propuseram uma correlação que descreve o comportamento da velocidade de propagação de uma única bolha inserida em um meio líquido escoando verticalmente. Segundo esta correlação, a bolha se propaga com uma velocidade final que é resultante da velocidade da mistura das fases em escoamento multiplicada por uma constante C_0 , somado a um efeito de “escorregamento” devido ao empuxo.

$$u_t = C_0 U_m + u_d \quad \text{Eq. (2.19)}$$

Como resultado deste trabalho, Bendiksen (1984) observou que a velocidade de deslizamento não sofreu alteração no seu valor quando se comparou a situação de líquido estagnado com baixas vazões de líquido. Quanto à constante C_0 observou-se uma dependência em relação ao diâmetro da tubulação, à velocidade do líquido e ao ângulo de inclinação. Segundo o autor, o número de *Froude* (Fr), definido de acordo com a eq. (2.20) a seguir, pode ser adotado como um parâmetro a partir do qual se observa uma alteração no comportamento da velocidade da bolha. Para $Fr > 3,5$ observou-se uma transição no valor de C_0 , mantendo-se constante e igual a 1,2, independente do ângulo de inclinação e também do diâmetro interno. Ao mesmo tempo, o valor da velocidade deslizamento (u_d) apresentou-se como zero.

$$Fr = \frac{U_m}{\sqrt{\left(\frac{\Delta\rho}{\rho_L}\right)gD}} \quad \text{Eq. (2.20)}$$

Os resultados foram reportados pelo autor para escoamento horizontal estão descritos na Tabela 2.1.

Tabela 2.1 - Resultados observados por Bendiksen (1984) para as constantes C_0 e u_d em escoamento horizontal e inclinado a 5 graus.

Autor	ID (mm)	Θ (°)	C_0	u_d (m/s)	$[U_{Ls \text{ min}}, U_{Ls \text{ max}}]$
Bendiksen	24.2	0	1.009	0.181	0.3 - 1.1
			1.067	0.145	1.2 - 1.7
			1.171	-0.004	1.7 - 3.6
			1.188	0.00	3.7 - 5
		5	0.999	0.222	0.3 - 1.1
			1.09	0.160	1.2 - 1.8
			1.194	0.025	1.9 - 5.0

Além disso, a partir de evidências fotográficas, o autor também realizou uma avaliação qualitativa da forma da bolha de gás ao escoar na tubulação. Foi possível constatar que a espessura do filme de líquido tende a estabilizar-se, de acordo com o comprimento da bolha, enquanto que no nariz da bolha e na sua cauda são observadas alterações no seu comportamento. A partir da análise das imagens no experimento, o autor constatou uma tendência à centralização do nariz da bolha, que está associada ao aumento da velocidade de líquido, e à transição do valor de C_0 .

Em Gomez (2003), o autor cita o trabalho de Fagundes Netto (1999), no qual foi realizado um estudo experimental sobre o comportamento de duas bolhas de ar isoladas para um escoamento horizontal de água. Usando um tubo de 90 m de comprimento e 53 mm de diâmetro, o autor mostrou a existência de um comprimento crítico do pistão L_{crit} cujo valor é de aproximadamente 6 vezes o valor do diâmetro. Quando o pistão que separa as duas bolhas é menor que este comprimento crítico, a bolha escoando na cauda do pistão tende a se deslocar mais rapidamente que a bolha que o precede. Desta forma, as bolhas tendem a coalescer ao longo do escoamento.

Em contrapartida, quando o comprimento do pistão é maior que o crítico, segundo o autor, as bolhas tendem a se afastar até que as duas velocidades se tornam similares a uma distância de separação da ordem de 40D. Este mecanismo explica o desaparecimento dos pistões curtos e a “calibração” do comprimento do pistão ao redor de um valor médio.

Em outro trabalho, Fagundes Netto *et al* (1999) apresentaram um estudo sob o formato da bolha quando injetada isoladamente em um escoamento horizontal de líquido. O autor utilizou um sensor de capacitância para a medição

da altura do filme de líquido. Com base nestes resultados experimentais, foi também proposto um modelo para estimativa da forma da bolha que pode ser utilizado pelos modelos do tipo *slug-tracking*.

Os resultados experimentais mostraram uma alteração no formato da bolha, associada a alterações na vazão de líquido. Para baixas velocidades da fase líquida, observou-se uma interface ondulada próximo ao nariz da bolha e a presença de uma cauda mais alongada. Com o aumento da velocidade, tipicamente para número de *Froude* entre 1 e 3, a existência de uma cauda alongada ao final da bolha depende do comprimento da bolha. Ao final dos testes, os autores definiram o número de *Froude* e o comprimento da bolha como os principais parâmetros para a transição entre os sub-regimes *slug* e bolhas alongadas. Para valores de *Froude* menores que 1, tem-se o regime de bolhas alongadas predominando no escoamento, enquanto que para $Fr > 3$, o escoamento passa a se comportar como padrão *slug*.

A medição experimental da velocidade de propagação da bolha, através da medição por condutividade em um escoamento inclinado foi o tema do trabalho desenvolvido por Cook & Behnia (2001). A injeção de uma bolha de ar, tanto em um fluido estagnado quanto em escoamento foi analisada. Também se estudou a velocidade de propagação da bolha para escoamento contínuo das fases. Para ambas as situações, segundo os autores, não houve diferença no tratamento da velocidade de deslizamento da bolha. Observou-se que, aumentando a vazão de líquido, a velocidade da bolha cresce de forma lenta, até atingir uma região de transição, a partir da qual a velocidade de propagação da bolha tem seu crescimento mais acentuado com a vazão. Em ambas as regiões, a velocidade de propagação da bolha apresenta um comportamento linear com a velocidade de mistura, seguindo a equação 2.19.

Abaixo do valor de transição, foi observado que a velocidade da bolha depende tanto da inclinação, quanto do diâmetro da tubulação. Para valores situados acima da transição, os autores observaram que a velocidade da bolha independia somente da velocidade de deslizamento, estando de acordo com as observações feitas por Bendiksen (1984).

Entretanto, no que diz respeito à região de transição e para os valores de C_0 , Bendiksen (1984) e Cook & Behnia (2001) apresentaram discordâncias entre si. Segundo o trabalho de Cook & Behnia (2001), a região de transição não deve estar relacionada somente com o número de *Froude*, conforme afirmava Bendiksen (1984), mas também com a velocidade de deslizamento. Assim, a velocidade de transição foi definida conforme a eq. (2.21), o que implica que a

transição está associada à eq. (2.22). Os valores obtidos para as constantes seguem na Tabela 2.2.

$$u_t = \max \left\{ \begin{array}{l} 1.0U_m + u_d \\ 1.2U_m \end{array} \right\} \quad \text{Eq. (2.21)}$$

$$U_m = 5u_d \quad \text{Eq. (2.22)}$$

Tabela 2.2– Resultados observados por Cook & Behnia (2001).

Autor	ID (mm)	Θ (°)	C_0	u_d (m/s)	$[U_{Ls \min}, U_{Ls \max}]$
Cook & Behnia	32	5	1.0	0.251	[1m/s, 8m/s]
	50		1.0	0.337	

No trabalho desenvolvido por van Hout *et al* (2002) a medição da velocidade de propagação da bolha foi realizada com sondas ópticas e também a partir de um processamento de imagens. Foram feitas medidas da velocidade de propagação da bolha, tanto para a injeção de uma bolha em fluido estagnado e escoamento quanto para o escoamento contínuo das 2 fases. Os resultados foram comparados com os modelos propostos por Nicklin (1962) (equação 2.19), adotando o valor da constante C_0 igual a 1,2 e a velocidade de deslizamento foi calculada segundo a equação desenvolvida por Bendiksen (1984) (equação 2.17).

Pode-se dizer que os resultados analisados para escoamento de uma única bolha apresentaram-se de acordo com os trabalhos comparados. Para o caso de menor diâmetro (24 mm), observou-se uma coerência entre os resultados medidos e calculados. Com o aumento do diâmetro (54 mm), a equação 2.19 não apresentou resultado satisfatório quando comparada com o comportamento observado experimentalmente.

Assim, para o diâmetro da tubulação de 54 mm, os autores observaram que a constante C_0 apresentava valor coerente com o adotado no trabalho, levando-os a concluir que o erro no resultado final estaria associado à interpretação da velocidade de deslizamento.

Duarte (2007) estudou a influência da viscosidade na velocidade da bolha, comparando escoamentos entre ar-água e ar-glicerina. O aparato experimental

utilizado pelo autor consistia em tubulação com 26 mm de diâmetro interno e 23 metros de comprimento. A velocidade das fases era obtida a partir da detecção das mesmas com uso de sensor capacitivo.

Neste trabalho, a velocidade da bolha apresentou um comportamento linear em relação à velocidade da mistura. A análise dos resultados pelo autor levou à conclusão da não existência da velocidade de deslizamento da bolha. A faixa do número de *Froude* analisada pelo autor variou entre $1.9 < Fr < 4.4$. O autor observou um aumento do valor da constante C_0 com o aumento da viscosidade do fluido, conforme pode ser visto na Tabela 2.3.

Tabela 2.3 – Constante C_0 para viscosidades diferentes, segundo Duarte 2007.

Fluido	C_0	u_d (m/s)
Água e ar	1.12	0
Glicerina e ar	1.28	0

Os resultados encontrados em Ferré (1979) para o escoamento intermitente horizontal ar-água realizado numa tubulação de 45 mm de diâmetro interno e 50 m de comprimento mostram, para a faixa de velocidades estudada, a existência de dois valores críticos para o número de *Froude* da mistura, os quais dividem o comportamento da velocidade de deslizamento e da constante C_0 . Esses valores de transição são dados por $Fr=2$ e $Fr=8$, propondo-se assim três faixas onde o comportamento da velocidade de deslizamento e da constante C_0 são distintos.

A seguir, na Tabela 2.4, é apresentado um resumo com as condições experimentais citadas no presente trabalho para medição da velocidade de propagação de bolhas.

Tabela 2.4 – Resumo dos trabalhos experimentais de medição de velocidade de propagação da bolha citados.

Autor	D interno (mm)	Θ (°)	Comp. (m)	Fluidos	Froude	Reynolds
Ferre 1979	45	0	50	Ar - água	[1.0, 10.0]	[$4 \cdot 10^4$, $3 \cdot 10^5$]
Bendiksen 1984	19 a 50	-30 a 90	10	Ar - água	[0.7, 8.2]	[$5 \cdot 10^3$, 10^5]
Fagundes Netto 1999	53	0	90	Ar - água	[0.7, 2.5]	[10^4 , 10^5]
Cook & Behnia 2001	32 e 50	5 e 10	16	Ar - água	[0.3, 0.6]	[10^4 , 10^5]
Van Hout <i>et al</i> 2002	24 e 54	2 a 90	10	Ar - água	[0.6, 1.5]	[$8 \cdot 10^3$, $4 \cdot 10^4$]
Duarte 2007	26	0	23	Ar - água; Ar - Glicerina	[2.0, 4.6]	[$2 \cdot 10^4$, $5 \cdot 10^4$]

2.3.2.

Distribuição de comprimento das bolhas e pistões

Conforme mencionado anteriormente, os primeiros modelos a lidar com escoamento em golfada assumiam comprimento e forma constantes da bolha e do pistão, assim como uma velocidade constante do *slug*. Entretanto, ao longo do tempo os avanços nos trabalhos experimentais e na modelagem do escoamento intermitente, indicaram de forma cada vez mais evidente que, devido às características intrínsecas do escoamento, a melhor descrição do fenômeno deveria fazer uso de análise estatística.

Dhulesia *et al* (1991) realizaram análise estatística dos dados oriundos da seção de testes utilizada pelo BHRGroup. As principais conclusões relatadas pelos autores mostram que a distribuição estatística dos comprimentos dos *slugs* é em geral bem modelada utilizando uma distribuição Gaussiana inversa. Entretanto, uma distribuição lognormal também representa de modo adequado os resultados experimentais analisados.

Nydal & Andreussi (1992) apresentaram um trabalho que consiste de uma verificação experimental das propriedades estatísticas do escoamento intermitente. A partir da medição do *hold-up* de líquido em dois pontos espaçados de 2,5 vezes o diâmetro do tubo, foi possível analisar as distribuições estatísticas das variáveis globais deste padrão de escoamento para diferentes

distâncias em relação à entrada e condições de entrada. A análise dos resultados descrita pelos autores se concentrou na velocidade de propagação da bolha, no comprimento do pistão de líquido e na fração de vazios.

Os autores observaram que, nas regiões mais próximas da entrada da tubulação, além da formação de “*slugs regulares*”, houve a formação de outra estrutura definida pelos autores como “*slugs em desenvolvimento*”. Tais *slugs* apresentavam-se com menor comprimento, eram mais aerados, porém apresentam uma velocidade semelhante aos *slugs regulares*. Sua presença foi confirmada com base na observação da formação de dois picos na distribuição estatística do *hold-up*. Com o aumento da distância em relação à entrada da tubulação, estes *slugs* tenderam a sumir ou a se desenvolver em “*slugs regulares*”. Outra observação neste trabalho diz respeito à distância a partir do qual os “*slugs regulares*” podem ser obtidos. Quanto menor a vazão de líquido, maior a distância necessária para o desenvolvimento do escoamento intermitente. Em relação à condição de entrada, a injeção do gás pela parte de baixo da tubulação proporcionou a formação de *slugs* com uma frequência de 3 a 6% menor e comprimento da ordem de 10% maiores quando comparado com a injeção de gás pela parte superior.

Nydal & Andreussi (1992) realizaram uma análise da distribuição estatística das variáveis globais citadas anteriormente. Os resultados mostraram que, tanto o comprimento dos *slugs*, quanto a fração de vazios, foram bem correlacionados com uma distribuição lognormal. Os autores citam ainda que os resultados foram semelhantes aos obtidos por Brill *et al* (1981) e Saether *et al* (1990). Já a velocidade das bolhas apresentou uma distribuição normal como a melhor forma de caracterizar os resultados experimentais.

Outro fato interessante encontrado neste trabalho diz respeito à avaliação realizada sobre a existência de uma correlação estatística entre as variáveis analisadas. Dentre as variáveis analisadas, os autores encontraram uma relação somente entre o *hold-up* e o comprimento dos *slugs* para os casos com velocidades de mistura moderadas.

Por fim, os autores citam que para os dados analisados, o comprimento dos *slugs* apresentou-se independente da vazão analisada (15D a 20D para diâmetro de 53mm e 12D a 16D para 90mm de diâmetro interno).

O trabalho desenvolvido por Ferré (1979) e citado em Duarte (2007) consistiu numa investigação experimental do escoamento intermitente ar-água em uma tubulação de 45 mm de diâmetro interno e 50 m de comprimento. Seus resultados mostraram que o comprimento do pistão de líquido aumentou com a

velocidade superficial do gás independentemente da velocidade superficial do líquido. Para $U_{GS} > 5$ m/s, o comprimento do pistão de líquido assume um valor constante entre 30D e 40D.

Cook & Behnia (2000), utilizando-se da diferença de condutividade entre água e ar, apresentaram um trabalho experimental com medições realizadas através do uso de eletrodos. Com base na injeção controlada de duas bolhas com distância entre elas conhecida, os autores apresentaram uma relação entre o comprimento do pistão de líquido e a razão entre a velocidade da porção traseira da bolha (definida como V_b pelo autor) e a velocidade da bolha seguinte ao pistão (tratada pelo autor como V_t), ambas as medidas experimentais. Segundo os autores, as variáveis medidas podem ser relacionadas de acordo com a equação 2.23 abaixo:

$$\frac{V_b}{V_t} = 1.0 + 0.56 \exp\left(-0.46 \frac{Ls}{D}\right) \quad \text{Eq. (2.23)}$$

No trabalho desenvolvido por van Hout *et al* (2003), o desenvolvimento do escoamento intermitente foi medido com o uso de sondas ópticas numa frequência de aquisição de 1kHz e um tempo de amostragem de 3600 segundos. Para medir a evolução do escoamento, as medições foram realizadas em três posições diferentes ao longo da tubulação.

Os autores observaram que os valores médios dos comprimentos dos pistões e das bolhas aumentaram conforme se distanciou da entrada da tubulação. A distribuição do comprimento dos pistões apresentou-se mais sensível ao diâmetro da tubulação e um pouco sensível ao ângulo de inclinação. Para a distribuição do comprimento das bolhas, os valores encontrados foram maiores para a tubulação de menor diâmetro. A curva de distribuição lognormal apresentou-se como a ideal para correlacionar as variáveis analisadas.

Um resumo das condições experimentais citadas nos trabalhos anteriores encontra-se na Tabela 2.5.

Tabela 2.5 – Resumo dos trabalhos experimentais de análise estatística das variáveis globais do escoamento intermitente citados anteriormente.

Autor	D interno (mm)	Θ (°)	Comp. (m)	Fluido	Froude	Reynolds
Dhulesia <i>et al</i> 1991	200 e 400	0	400	Ar- água;	[1.3, 9.0]	[$5 \cdot 10^5$, $7 \cdot 10^6$]
Nydal & Andreussi 1992	53 e 90	0 a 3	17	Ar - água;	[1.5, 32.6]	[$6 \cdot 10^4$, $2 \cdot 10^6$]
Cook & Behnia 1997	50	5	16	Ar - água;	[1.7, 5.0]	[$6 \cdot 10^4$, $2 \cdot 10^5$]
Cook & Behnia 2000	50	5	16	Ar - água;	[0.9, 3.6]	[$3 \cdot 10^4$, $1 \cdot 10^5$]
Van Hout <i>et al</i> 2003	24	2 a 90	10	Ar - água;	[0.3, 1.5]	[$5 \cdot 10^3$, $4 \cdot 10^4$]

2.3.3.

Visualizações e medições experimentais do perfil de velocidade da fase líquida

Em geral, na análise do escoamento intermitente, assume-se que o escoamento das bolhas é afetado pelo campo de velocidade da fase líquida à sua frente. Sendo assim, informações sobre o campo de velocidade próximo à bolha e também a distribuição da fração de vazios dentro do pistão são indispensáveis para o entendimento do movimento relativo da bolha para várias inclinações da tubulação. Desta forma, esta seção do trabalho será dedicada à apresentação de trabalhos encontrados na literatura onde o perfil de velocidade da fase líquida foi obtido experimentalmente, seja de forma qualitativa ou quantitativa.

Kvernold *et al* (1984) realizaram um trabalho no qual foi medido o perfil de velocidade, tanto do filme de líquido quanto do início do pistão após a esteira da bolha, com utilização da técnica de LDV (*Laser Doppler Velocimetry*), uma técnica experimental baseada no efeito Doppler e utilizada para medir a velocidade local do escoamento. Com a utilização desta técnica, foi possível medir-se a velocidade instantânea, a velocidade média e componentes do tensor de Reynolds em um determinado ponto.

O líquido selecionado para o teste (uma mistura de óleo mineral com querosene) buscou igualar o índice de refração do acrílico, diminuindo as distorções próximas à parede. Por outro lado, pelo fato de apresentar uma

viscosidade muito alta, o número de Reynolds analisado pelos autores variou somente entre 3200 e 6000. Além da medição do perfil de velocidade através da técnica LDV, os autores também se preocuparam em analisar as variáveis globais do escoamento intermitente. Desta forma, foram utilizadas duas sondas ópticas, distantes entre si de 400 mm, para estimar a velocidade média das bolhas, frequência dos *slugs*, além do comprimento médio dos pistões e das bolhas.

A seguir, na Figura 2.4, é apresentada a seção de medição utilizada pelos autores. Além do perfil de velocidade próximo e a jusante da esteira da bolha, também foi observado o comportamento da fase líquida a uma altura de 1 mm da parede inferior do tubo, ao longo do comprimento de 800 mm, passando pelo filme e chegando ao pistão de líquido.

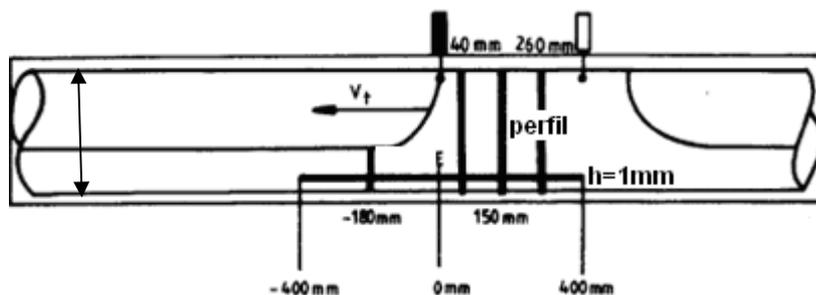


Figura 2.4 – Região de medição feita por Kvernold *et al* (1984).

Como resultado destas medições, os autores observaram que na porção inferior do tubo, o filme de líquido apresenta uma velocidade baixa, que tende a diminuir ainda mais à medida que se aproxima da cauda da bolha e, após atingir um valor mínimo, inicia-se uma aceleração ao entrar na região do pistão, conforme pode ser visto na Figura 2.5. O perfil de velocidade no filme líquido foi obtido a uma distância de 180 mm a montante do pistão (Figura 2.6). Foi relatado pelos autores dificuldade em se obter velocidade próxima à fronteira com o gás. O perfil de velocidade foi traçado também a distâncias de 40, 150 e 260mm. Observou-se, com aumento da distância, um perfil de velocidade característico de escoamento turbulento desenvolvido.

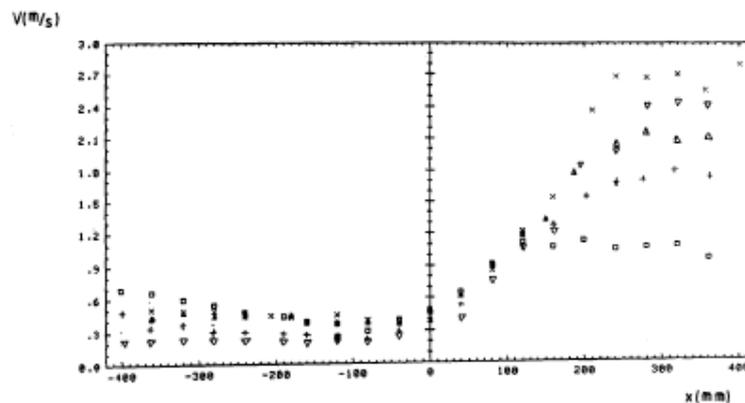


Figura 2.5 – Variação da velocidade na porção inferior da tubulação (Kvernvolv *et al* 1984).

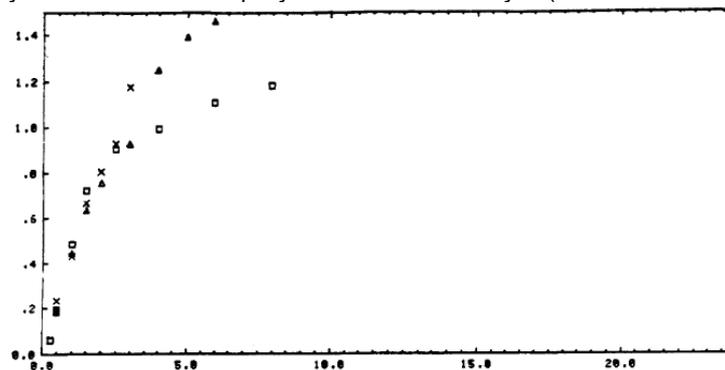


Figura 2.6 – Perfil de velocidade no filme a 180 mm distante do início da bolha (Kvernvolv *et al* 1984).

Para vazões de gás mais altas, o número de bolhas de gás dispersas na fase líquido aumentou consideravelmente, dificultando o processamento dos sinais nestas condições, especialmente na parte central do duto, onde o laser passa por todo o diâmetro do tubo.

Shemer & Barnea (1986) desenvolveram um método para caracterização dos perfis de velocidade instantâneas do escoamento em regime *slug* vertical e horizontal. Foi utilizada uma técnica de medição por bolha de hidrogênio para escoamento com Número de *Reynolds* no pistão da ordem de 10^3 . Foi possível observar que a velocidade máxima no pistão diminuía à medida que a bolha se afastava, assim como a flutuação da velocidade. Concluiu-se também que o perfil de velocidade instantâneo influenciava diretamente o formato do nariz da bolha.

Kawaji (1998) estudou também o perfil de velocidade do líquido, através da técnica não intrusiva conhecida como PDA (*Photochromic Dye Activation*), a qual utiliza um corante dissolvido no líquido. A técnica é apresentada pelo autor como possuindo potencial para medição de perfil de velocidade instantânea,

especialmente próximo à interface gás-líquido. Os resultados apresentados são oriundos da média de 20 testes analisados.

A componente axial e a vertical da velocidade (u e v) foram medidas em diferentes regiões do *slug*, avaliando seu comportamento à frente e após a bolha de gás. Foi observado que o perfil de velocidade axial do líquido começa a sofrer alteração próxima ao nariz da bolha ($1D$ antes da mesma). A velocidade axial sofre uma brusca desaceleração ao longo do filme de líquido, voltando ao perfil original próximo a $2D$ após a passagem da bolha. Um resumo dos resultados encontrados pode ser visto na Figura 2.7.

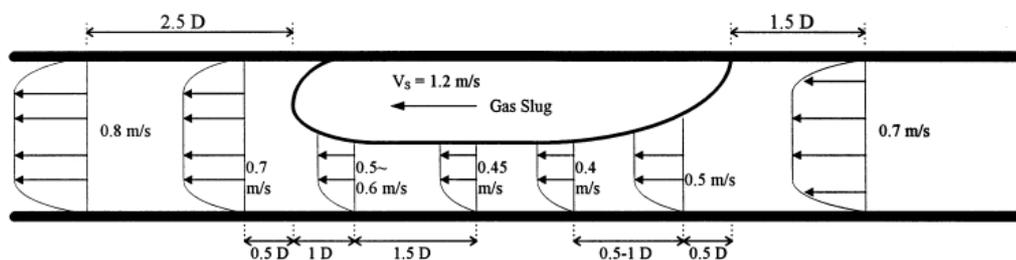


Figura 2.7 – Estrutura do escoamento da fase líquida durante escoamento intermitente horizontal (Kawaji 1998)

A componente vertical da velocidade passa a sofrer oscilação a $0,5D$ do nariz da bolha, indicando escoamento do fluido para baixo. No início da região do filme, esta velocidade se mantém constante. Caminhando em direção à cauda da bolha, o fluido volta a escoar em direção ao topo da tubulação.

Sharma *et al* (1998) utilizaram a técnica de anemometria de filme quente para medição do perfil de velocidade. Anemômetros de filme quente são instrumentos que medem a velocidade do fluido a partir de mudanças na transferência de calor de um pequeno sensor aquecido eletricamente e exposto ao escoamento. Foram utilizadas 2 sondas: uma fixa próximo à parte superior da tubulação, para identificar a fase (gás ou líquido) e outra percorrendo na direção radial, medindo a velocidade da fase. A velocidade local axial e as flutuações turbulentas na direção axial foram medidas.

Na região próxima ao nariz da bolha, observou-se uma aceleração que pode ser atribuída à maior velocidade do gás que se aproxima. Foi possível observar também que a velocidade máxima inicialmente encontrava-se na região central da tubulação, porém deslocou-se para a região situada abaixo da metade da tubulação, conforme o nariz da bolha se aproxima. Tal movimentação do valor máximo da velocidade, segundo os autores, pode estar associada à

curvatura do nariz da bolha. Na Figura 2.8, a evolução temporal indica a chegada da bolha.

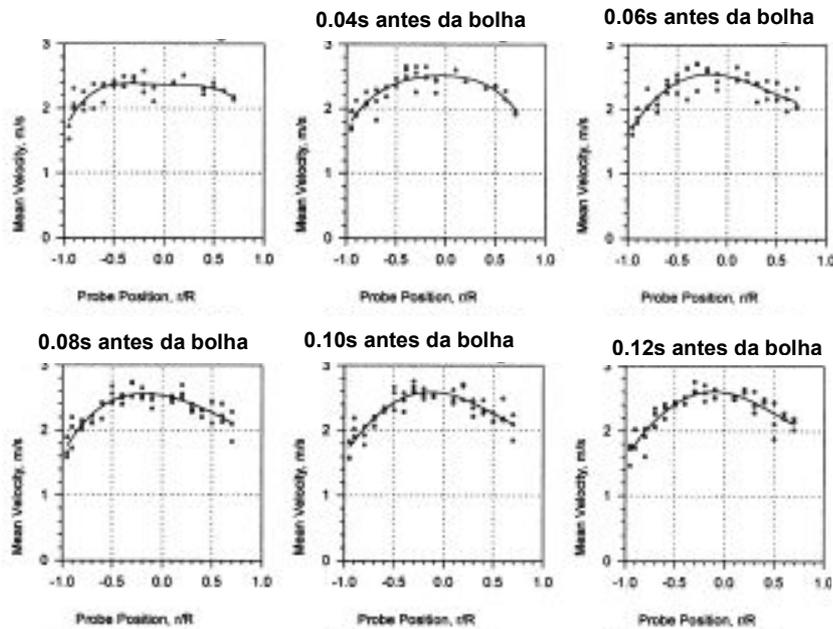


Figura 2.8 – Desenvolvimento do perfil de velocidade do pistão antes da chegada da bolha (Sharma et al 1998).

Após a passagem da bolha, a velocidade evoluiu de um perfil completamente assimétrico para um perfil simétrico, sendo possível observar uma zona de aceleração axial após a bolha. Na parte superior do pistão de líquido a aceleração era maior, provavelmente graças à sucção causada pela região da cauda durante a movimentação do gás. Fora da zona de aceleração, o perfil de velocidade exibiu um comportamento próximo ao monofásico, com a velocidade máxima ocorrendo pouco abaixo da linha de centro. Na Figura 2.9, é apresentado um resumo do comportamento observado pelos autores.

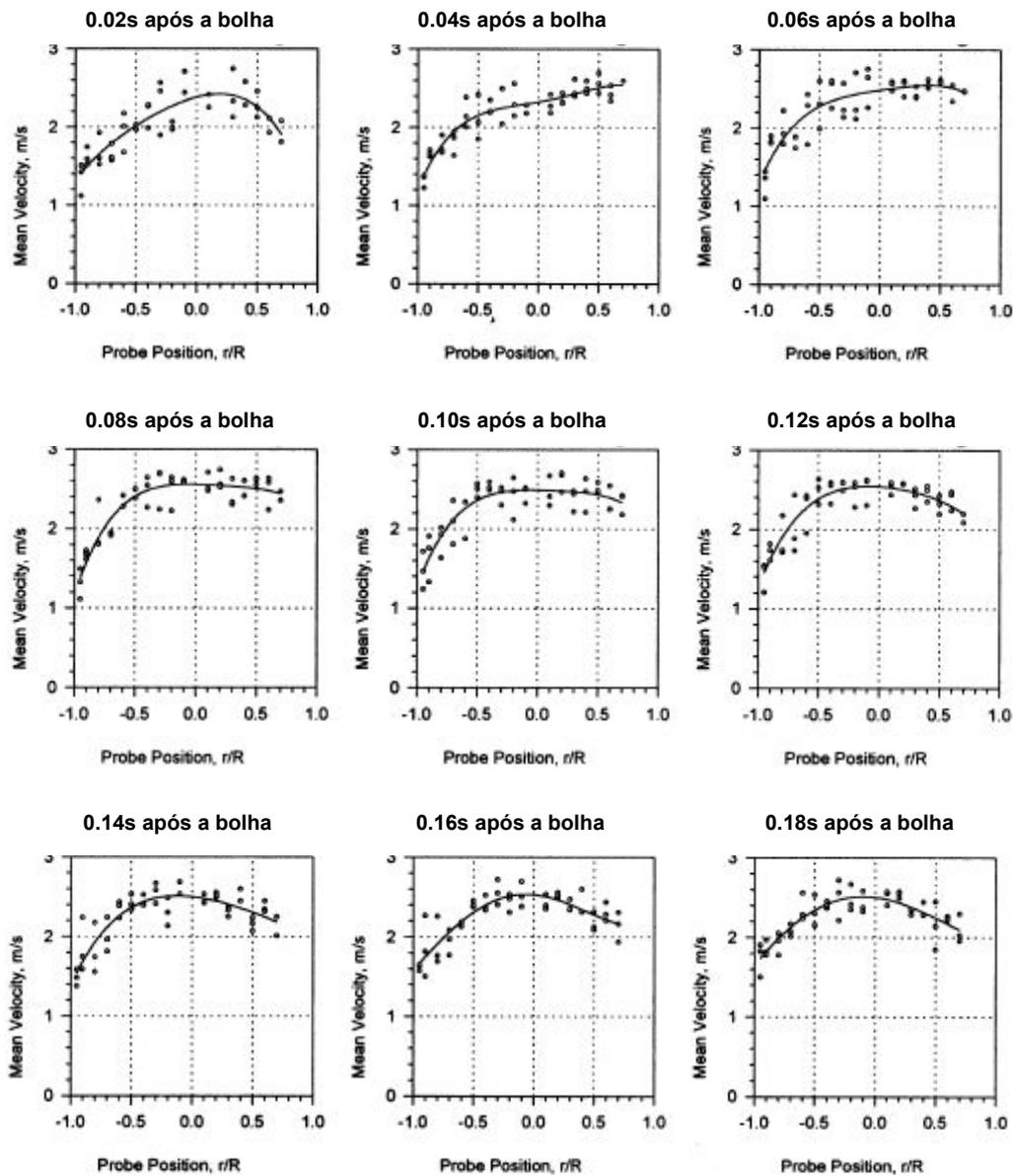


Figura 2.9 – Desenvolvimento do perfil de velocidade do pistão após a passagem da bolha (Sharma et al 1998).

Foram feitas também medições na região do filme de líquido. Os autores concluíram que, nesta região, o perfil de velocidade nunca se desenvolve. A velocidade do líquido tende a diminuir à medida que se desloca em direção à região do filme.

Bertola (2002) apresentou resultados da medição do perfil de velocidade do pistão de líquido a partir da medição da velocidade na interface das fases ao longo da seção transversal do tubo por meio de diodos que convertem a luz emitida por sondas de fibras ópticas em sinal de voltagem. O autor utilizou como aparato experimental uma tubulação de diâmetro interno de 80 mm. Segundo o autor, os resultados indicaram que o perfil de velocidade varia de acordo com o

regime de escoamento: em particular, um sub-regime foi encontrado (bolhas alongadas com bolhas dispersas) entre o *slug flow* e o *plug flow*.

Três diferentes padrões, caracterizadas pelo perfil de velocidade da interface e pela fração de vazios, foram identificados:

Região A (*plug flow*) – $Fr < 1,8$ – Perfil de velocidade apresenta um valor máximo próximo à parte superior do tubo;

Região B (*plug flow* com bolhas dispersas)– $1,8 < Fr < 5$ - velocidade uniforme da interface, indicando que o *slug* move-se de forma uniforme sem alteração no seu formato;

Região C – (*slug flow*) $Fr > 5$ – velocidade uniforme na parte superior do tubo, diminuindo suavemente conforme se desloca para a parte de baixo do tubo.

Lewis *et al* (2002) utilizaram o mesmo aparato experimental e metodologia de identificação das fases conforme citado no trabalho de Sharma *et al* 1998, porém com apenas 1 anemômetro de filme quente, não sendo possível a distinção das fases. Uma amostra da fração de vazio média no tempo, a velocidade medial axial do líquido, e a estrutura turbulenta representada pela sua intensidade, são apresentados para diferentes vazões de gás, fixando-se a vazão de líquido.

A avaliação da fração de vazios indicou uma diminuição conforme se desloca para a parte inferior da tubulação, confirmando assim a presença de um filme líquido. Com o aumento da vazão foi possível observar a presença de bolha dispersas, caracterizando uma transição para o padrão de escoamento *slug*.

A velocidade média apresentou um perfil assimétrico, com seu valor máximo localizado na parte superior da tubulação. O grau de assimetria aumenta conforme o valor da vazão de gás cresce e está associada à fração de vazios. O perfil de velocidade do líquido, tanto na região do filme, quanto na região do pistão, exibiu uma característica do escoamento turbulento desenvolvido, seguindo a lei de potência.

A intensidade turbulenta aumentou quando se deslocou em direção à parede inferior do tubo, com um valor mínimo na região de interface do filme com a bolha. Para o caso onde o pistão se apresentou aerado, a intensidade turbulenta apresentou um aumento.

Os autores também analisaram a influência da variação da vazão de gás e nestes parâmetros. Resultados podem ser vistos na Figura 2.10.

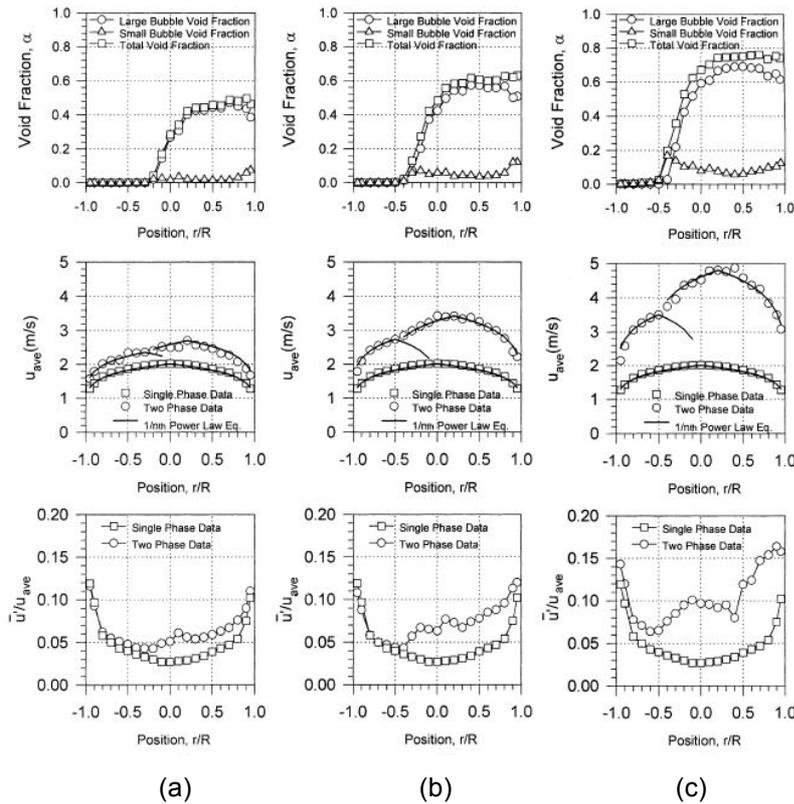


Figura 2.10 – Fração de vazios (“void fraction”), velocidade média (u_{ave}) e intensidade turbulenta segundo Lewis et al 2002. (a) $U_{LS}=1.65\text{m/s}$ e $U_{GS}=0.55\text{m/s}$; (b) $U_{LS}=1.65\text{m/s}$ e $U_{GS}=1.1\text{m/s}$; (c) $U_{LS}=1.65\text{m/s}$ e $U_{GS}=2.2\text{m/s}$

Devido às dificuldades em se estudar o escoamento *slug*, Gomez (2003), apresentou um estudo onde o perfil de velocidade do pistão de líquido num escoamento inclinado foi determinado com as fases escoando em contracorrente utilizando o método de LDV. O autor estudou o desenvolvimento do perfil de velocidade a montante da bolha, ao longo do filme e ao longo do pistão de líquido. A uma distância de $2,2D$ a montante do nariz da bolha, não foi possível verificar influência da presença da bolha, tanto na direção axial quanto na radial (Figura 2.11).

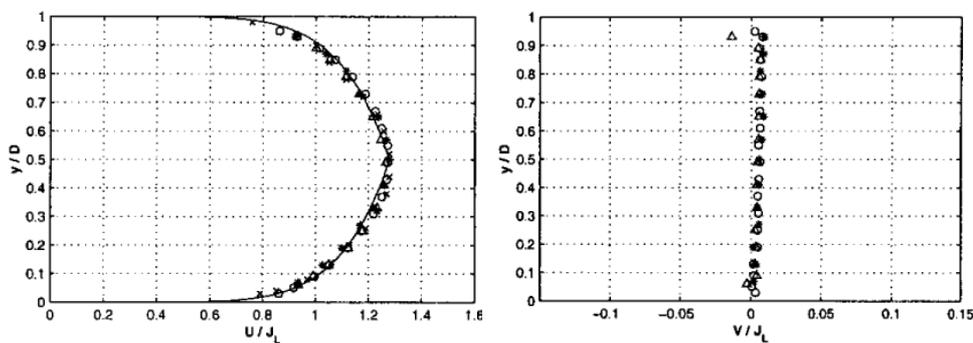


Figura 2.11 – Perfis de velocidade axial e radial à uma distância de $2,2D$ à frente da bolha de gás (Gomez 2003)

Ao longo do filme, a velocidade do líquido se desenvolve, de forma que a 5D do nariz da bolha, o perfil é praticamente invariante.

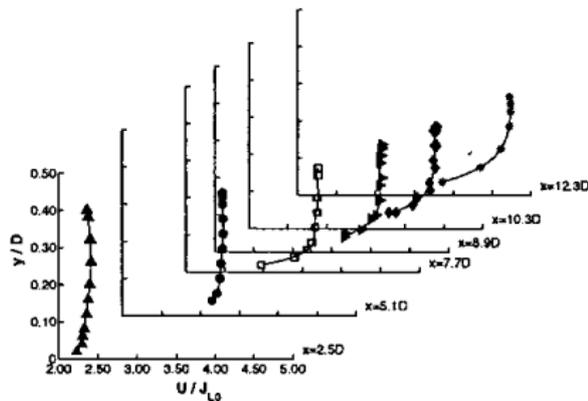


Figura 2.12 – Perfis de velocidade na direção axial no filme de líquido (Gomez 2003).

Além disso, o autor afirma que a espessura da camada limite aumenta conforme se afasta do nariz.

A velocidade na direção radial é positiva perto da parede, indo para valores negativos em direção à interface. Conforme se afasta do nariz, esta velocidade tende a se apresentar como positiva novamente.

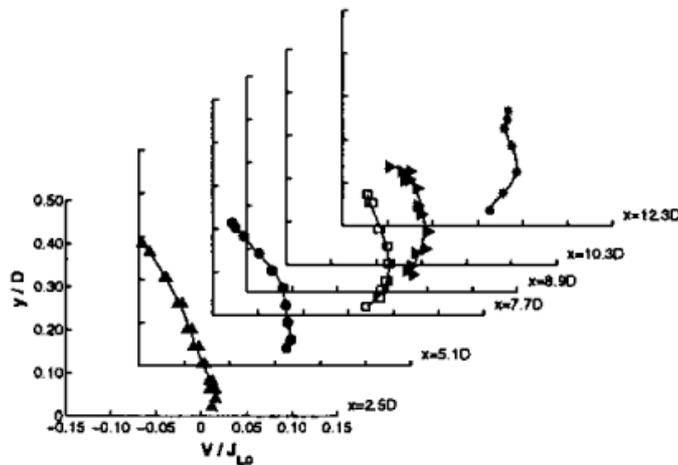


Figura 2.13 – Perfis de velocidade na direção radial na região do filme (Gomez 2003).

O pistão de líquido foi avaliado para uma situação com apenas uma bolha na tubulação e para a presença de 2 bolhas no sistema. O autor identificou a presença de três regiões distintas para os dois casos analisados, destacadas na Tabela 2.6. Na tabela, X representa a distância a partir do final da bolha de gás.

Tabela 2.6 – Regiões do escoamento de líquido verificadas após a passagem do pistão.

$X < 3,3D$	Região de Separação	Dominada pela Pressão
$3,3D < X < 7,0 D$	Região de Transição	Dominada pela Pressão
$X > 7,0 D$	Região de Desenvolvimento	Dominada pela Difusão Turbulenta

Na região de separação, a velocidade axial pode ser negativa e a velocidade transversal é significativa e devida à presença de um grande turbilhão. Para a região de transição, o autor cita que a velocidade axial e a velocidade transversal são positivas. A componente radial da velocidade ainda está presente nesta região. Na região de desenvolvimento, o escoamento ainda não se encontra plenamente desenvolvido na direção axial e a componente radial tende a zero. As Figuras 2.14 e 2.15 buscam resumir este comportamento citado pelo autor.

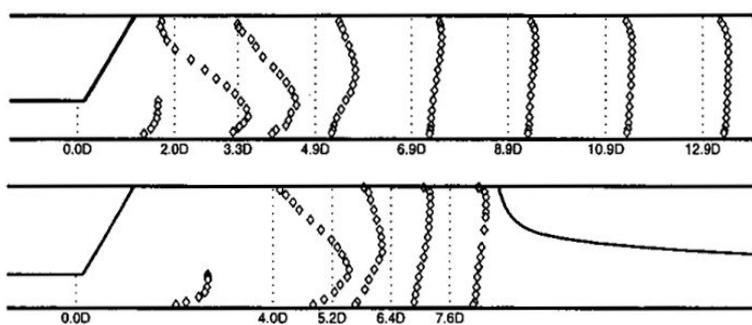


Figura 2.14 – Desenvolvimento da velocidade no pistão na direção axial (Gomez 2003).

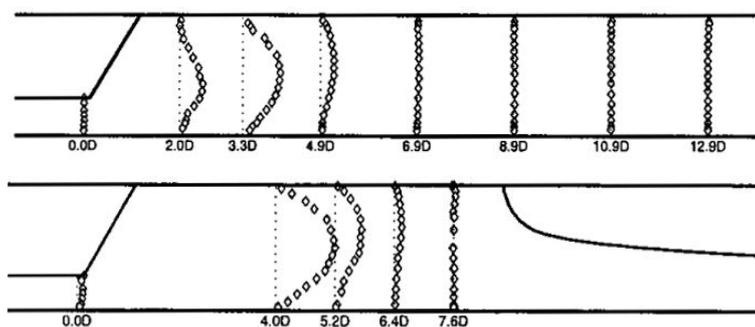


Figura 2.15 – Desenvolvimento da velocidade no pistão na direção radial (Gomez 2003).

Segundo o autor, a característica mais notória do campo de velocidade no rastro da bolha é o deslocamento do máximo da velocidade axial para a parte superior da tubulação, sendo resultado do caráter tridimensional do escoamento. Tal observação sugere que o campo de velocidade no pistão tem um papel importante na interação entre bolhas. Constatou-se ainda que, para o

escoamento em contracorrente, o equilíbrio de uma bolha é sensível à forma do perfil de velocidades e pode ser obtido tanto com um perfil de velocidade totalmente desenvolvido quanto com um perfil parcialmente desenvolvido.

A diferença das velocidades entre o filme e o pistão provocou a formação de um grande turbilhão, ou região de recirculação, no início do pistão de líquido. Esta recirculação é uma fonte de perda de energia que se traduz por uma perda de pressão no escoamento. Neste trabalho, o autor estima que o comprimento de recirculação estende-se na ordem de 3D a 4D a jusante da bolha de gás.

A medição do perfil de velocidade utilizando as técnicas de PIV (*Particle Image Velocimetry*) e PST (*Pulsed Shadowgraph*), as quais serão detalhadas mais adiante neste trabalho, foi realizada por Carpintero Rogero 2006. Apesar de serem verificados também o padrão estratificado e o estratificado ondulado, neste trabalho os principais resultados foram concentrados no padrão intermitente (*plug flow e slug flow*). As limitações do uso destas técnicas de medição foram apresentadas para caracterização do escoamento *slug*.

Os perfis de velocidade foram medidos a uma frequência de aquisição de 1kHz, a qual permitiu uma avaliação detalhada do desenvolvimento da velocidade instantânea do líquido na região do pistão e do filme. Segundo a autora, a velocidade média do pistão de líquido se apresentou como 2 vezes superior à velocidade média do filme, a qual tende a diminuir conforme se afasta do nariz da bolha.

Por fim, a autora apresentou em seu trabalho os resultados dos campos instantâneos de velocidade, tanto da região do pistão situada à montante da bolha de gás, quanto da região da cauda da bolha. Nesta região, a recirculação de líquido apresentou-se acentuada.

O perfil de velocidade média axial e radial da fase líquida foi obtido para diferentes posições do pistão de líquido, tendo como referência a cauda da bolha de gás precedente.

A seguir, na Tabela 2.7, é apresentado um resumo das condições experimentais dos trabalhos citados anteriormente para avaliação do perfil de velocidade da fase líquida. Nela poderá ser observada a variedade de metodologias empregadas para medição deste padrão de escoamento.

Tabela 2.7 – Resumo dos trabalhos experimentais de medição do perfil de velocidade.

Autor	D interno (mm)	Θ (°)	Comp. (m)	Metodologia Empregada	Fluido	Froude	Reynolds
Kvernold 1984	24	0	30	LDV	Óleo - N ₂	[4.0, 7.8]	[3.10 ³ , 6.10 ³]
Shemer & Barnea 1986	20	0	3	Bolhas de Hidrogênio	Ar - água;	0.1	1.10 ³
Kawaji 1998	25.4	0	5	PDA	Ar - Querosene	1.2	2.10 ⁴
Sharma 1998	50.3	0	15.4	Anemômetro de filme quente	Ar - água;	[2.0, 6.0]	[7.10 ⁴ , 2.10 ⁵]
Bertola 2002	80	0	12	Diodos e Fibra Óptica	Ar - água;	[1.0, 6.0]	[7.10 ⁴ , 4.10 ⁵]
Lewis <i>et al</i> 2002	50.3	0	15.4	Anemômetro de filme quente	Ar - água;	[2.0, 6.0]	[7.10 ⁴ , 2.10 ⁵]
Gomez 2003	50	10-30	5	LDV	Ar - água;	[0.7, 0.8]	[2.10 ⁴ , 3.10 ⁴]
Carpintero Rogero 2006	54	0	11	PIV + PST	Ar - água;	[0.8, 2.5]	[3.10 ⁴ , 1.10 ⁵]

A extensa revisão bibliográfica apresentada neste capítulo indica que a busca de um melhor entendimento dos fenômenos que controlam a mecânica do escoamento bifásico em regime intermitente continua a ser um tópico atual de pesquisa. Isto se justifica pelo grau de complexidade deste tipo de escoamento e por sua importância em um grande número de aplicações de interesse.

A revisão bibliográfica realizada indicou também que as técnicas de medição recentemente desenvolvidas baseadas na utilização de imagens de alta velocidade do escoamento, associadas ao processamento digital destas imagens apresentam excelente potencial para revelar as características transientes dos escoamentos com mais de uma fase. Estas técnicas estão apenas começando a ser utilizadas como ferramenta de pesquisa na área de escoamento multifásico, como pode ser comprovada pelo fato que apenas um trabalho utilizando este tipo de técnica aplicado a escoamento intermitente horizontal foi encontrado na literatura.

Apoiado nesta constatação, o presente trabalho foi realizado tendo como principal objetivo contribuir para o desenvolvimento e utilização de técnicas ópticas derivadas da velocimetria por imagens de partículas a escoamento intermitente horizontal. Nos próximos capítulos uma descrição detalhada da metodologia empregada e dos resultados obtidos será apresentada.