

## INFLUÊNCIA DA VISCOSIDADE NO ESCOAMENTO HORIZONTAL EM GOLFADAS

Eugênio Spanó Rosa

Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica, Departamento de Energia.

Rua Medeliev, Bloco I, sala ID 304, Barão Geraldo

13083-970 - Campinas, SP Caixa-Postal: 6122

Marcelo de Albuquerque Lima Gonçalves

José Roberto Fagundes Netto

CENPES/PDP/TE

Cidade Universitária Quadra 7 – Ilha do Fundão – RJ

21941-598 – Rio de Janeiro, RJ

## Resumo

Na Bacia de Campos vem ocorrendo um progressivo aumento da produção de água em diversos campos como consequência do seu elevado grau de exploração. De uma forma geral a água mistura-se ao petróleo formando uma emulsão homogênea e estável que, entre outras características, eleva a viscosidade do líquido relativamente à do petróleo puro. Este aumento pode ser problemático principalmente em campos óleos pesados (de grau API igual ou inferior a 19) que já são naturalmente viscosos. Em alguns casos juntamente com o aumento do teor de água produzida começou-se a verificar uma divergência entre os valores calculados pelos simuladores computacionais de escoamento e aqueles observados na prática. O cálculo do escoamento gás-líquido é realizado por meio de simuladores que adotam correlações empíricas desenvolvidas a partir de dados de laboratório ou de campo. Os desacordos entre os métodos de previsão motivaram um desenvolvimento de uma linha de pesquisa em escoamento no padrão de golfadas, que foi escolhido por ser o de maior frequência nos sistemas submarinos de produção de petróleo. A análise desenvolvida neste artigo baseia-se em dados experimentais obtidos em facilidades experimentais da Unicamp e da Petrobras. A partir dos dados obtidos foi possível concluir que as maiores mudanças das características do escoamento em golfadas na horizontal não estão associadas diretamente ao aumento da viscosidade, mas à mudança de regime turbulento-laminar do pistão de líquido como uma eventual consequência do aumento da viscosidade. Os dados experimentais de velocidade, comprimentos e queda de pressão apresentam uma mesma tendência se agrupados de acordo com os dois regimes.

## Abstract

A gradual increase of the water production has been noticed in several offshore fields located at Campos Basin as a consequence of their advanced degree of exploitation. In general the water mixes with the oil forming a homogeneous and stable emulsion that, among other characteristics, increases the liquid viscosity. This issue can be problematic mainly for heavy oils field (oils equal or heavier than 19 API) that are naturally viscous. In some cases after the water production began the calculated values (pressure drop and temperature profile) failed to match field data. The gas-liquid flow calculation is usually done by means of simulators that adopt empirical correlations developed from field or laboratory data. The differences between these results has motivated a development of a line of research aimed to study gas-

liquid slug flow. This flow pattern was chosen because is the one more frequent in sub sea production systems. The analysis is based on experimental data acquired at experimental facilities from Unicamp and Petrobras. The major conclusion is that most of the changes in the characteristics of the horizontal slug flow are not associated directly to the viscosity increase, but to the transition from turbulent to laminar flow regimes at the liquid slug, as an eventual consequence of the viscosity increase. The acquired experimental data for bubble velocity, bubble and slug lengths and pressure drop present the same trends and can be grouped according to the two regimes. (Expanded abstract available at the end of the paper.)

### Expanded Abstract

A gradual increase of the water production has been noticed in several offshore fields located at Campos Basin as a consequence of their advanced degree of exploitation. In general the water mixes with the oil forming a homogeneous and stable emulsion that, among other characteristics, increases the liquid viscosity. This issue can be problematic mainly for heavy oils field (oils equal or heavier than 19 API) that are naturally viscous. In some cases after the water production began the calculated values (pressure drop and temperature profile) failed to match field data. The gas-liquid flow calculation done by means of simulators that adopt empirical correlations developed from field or laboratory data. The disagreements between these results had motivated a development of a line of research aimed to study gas-liquid slug flow. This flow pattern was chosen because is the one more frequent in sub sea production systems. The analysis developed in this article is based on experimental data acquired at experimental facilities at Unicamp and Petrobras.

The experimental facility, located in the Department of Energy from the Faculty of Mechanical Engineering at the Campinas State University (Unicamp) consists of the test section, storage tanks, mixers, control valves, pumps, compressors and instruments for measurement of pressure, temperature, flow rates and level. The test section of comprises two horizontal lines with 23,4 meters length in parallel that are used separately. One of the lines consists of transparent acrylic pipe with 26 mm of internal diameter. The other line is made with a steel pipes and has 28,8 mm of internal diameter. The working fluids were liquids with viscosity in the range between 1cP to 350cP, consisting the following combinations: air-water (A@W), air-glycerin in water solution (A@G), nitrogen-Marlim oil (N2@MRL10), nitrogen-SAE2050 oil, (N2@SAE2050) and finally nitrogen-emulsion from well MRL-111 with 22% of water

(N2@MRL111). The facility can operate with liquids and gases within the range of superficial velocities from 12 m/s to 0,4 m/s – for gas – and from 3 m/s to 0,25 m/s – for liquid.

There are four measuring stations along the test section. Each station has a couple of sensors for phase detection that are placed 50 mm apart each other and also a pressure transducer. The purpose of the sensors is to identify the phase occurrence at its tip and provide information on the slug flow structure such as: bubble velocity, slug and bubble lengths, slug frequency and film thickness below the bubble. The evolution of the slug flow along the pipeline is monitored by means of simultaneous measurements of the sensors and the pressure transducers along the four measurement stations. Two different phase sensors that operate under distinct physical principles has been used: one based on capacitance (for oil based fluids) and the other on the conductivity (for water based fluids). Although their physical principles are distinct the output signals of both sensors are similar. The liquid and gas phases occurrences makes the signal to alternate from high to low level and thus allowing the identification of each phase. The twin signals of the neighboring sensors are normalized between values of 0 and 1 and later are processed to calculate the bubble velocity, slug and bubble lengths, slug frequency and film thickness

The database also incorporates the experimental data obtained at the Nucleo Experimental Eng Baruzzi a test site that belongs to Petrobras and is located in the city of Aracaju in Sergipe State. The data comprises measurements using natural gas with Camorim oil (G@CAM) and also with natural gas and water (G@W) in a pipeline 6" of nominal diameter and 100 m length.

The data analysis allowed the conclusion that most of the changes of the horizontal characteristics are not associated directly to the viscosity increase, but to the regimen change from turbulent to laminar at the liquid slug, as an eventual consequence of the viscosity increase. The experimental data of bubble velocity, lengths and pressure drop present the same trends in accordance with the two grouped regimes.

Let us see for example the  $C_0$  coefficient associated with the bubble velocity. It has been represented by two correlations, one for  $Re_J$  higher than 1000, where  $C_0$  can be 1,2 or 1,1 depending on the Froude number, and another one for  $Re_J$  lower than 1000 where  $C_0$  is 1.9. The bubble length, LB is also sensible to the regimen. The experimental data for LB acquired in the 1" diameter pipe had presented two trends for the behavior of LB/D related to JG/JL: one where the liquid viscosity varied between 1 and 30 cP, range of occurrence of turbulent flow a the liquid slug and another one where viscosity varied between 200 and 350 cP, establishing a laminar flow at the liquid slug. In the sequence we observe that the liquid slug

length  $LS/D$  in function of  $J_L/fD$  is also sensible to the flow regimen. The intermittency factor,  $\beta$ , has a small sensitivity to the increase of viscosity, in part because  $LB$  and  $LS$  are sensible to this parameter and their effect may somehow compensate each other. Even so it is possible to make a distinction for the correlations to calculate this parameter according with the regimen.

The frequency of the unit cells bubble-slug was also analyzed and it was noticed that this parameter depends directly on the bubble velocity, on the intermittency factor and inversely on the liquid slug length so the effect of the variation of viscosity on this variable is not so evident. The void fraction in the region of the bubble,  $\varepsilon_b$ , was measured only for cases A@W and A@G. From the analysis of models that describe the bubble shape it is possible to realize that bubble void fraction depends on the film friction that depends on the viscosity and bubble velocity, as well. Differently of the other variables, this parameter does not present a direct sensitivity to the laminar or turbulent regimens although it depends on the value of viscosity amongst other variables. Finally we can notice that the rate between the pressure drops in the unit cell and in the liquid slug (this due to the viscous friction only)  $\Delta P_s/\Delta P_u$ , can also be grouped can in accordance with laminar and turbulent regimes.

## (CAPÍTULO) Introdução

Na Bacia de Campos vem ocorrendo um progressivo aumento da produção de água em diversos campos como consequência do seu elevado grau de exploração. De uma forma geral a água mistura-se ao petróleo formando uma emulsão homogênea e estável que, entre outras características, eleva a viscosidade do líquido relativamente à do petróleo puro. Este aumento pode ser problemático principalmente em campos óleos pesados (de grau API igual ou inferior a 19) que já são naturalmente viscosos. Em alguns casos juntamente com o aumento do teor de água produzida começou-se a verificar uma divergência entre os valores calculados pelos simuladores computacionais de escoamento e aqueles observados na prática. A partir daí surgiu a dúvida se as divergências entre as previsões e os valores medidos no campo eram causadas pela presença de água emulsionada na fase óleo, por outros problemas de garantia de escoamento ou mesmo pela inadequação a estes fenômenos físicos dos modelos computacionais utilizados.

Hoje o cálculo do escoamento gás-líquido é realizado por meio de simuladores que adotam correlações empíricas desenvolvidas a partir de dados de laboratório ou de campo. É reconhecida a confiabilidade e a simplicidade de uso o que confere a esta classe de

simuladores um emprego maciço na produção de óleo. Porém, eles estão limitados às faixas operacionais em que foram desenvolvidos e a um arranjo de fases gás-líquido que se ‘comporta’ de modo similar àquele onde os dados correlacionais foram obtidos. A ocorrência de água na fase óleo introduz para esta classe de simuladores duas dificuldades: caracterizar as propriedades de transporte da mistura água-óleo tais como densidade, viscosidade, tensão superficial etc; e garantir que a mistura água-óleo-gás apresenta um arranjo de fases equivalente àquele onde a correlação foi obtida. Estes dois aspectos são difíceis ou mesmo impossíveis de se conhecer embora sejam dados de entrada necessários para os simuladores. É sabido que a ocorrência da água dispersa na fase óleo se dá na forma de gotas que formam uma emulsão cujo comportamento da tensão é não-linear em relação à taxa de deformação, desta forma caracterizando-a como um fluido homogêneo não-Newtoniano. Nesta classe de fluido, o valor da viscosidade não é somente uma propriedade do fluido, mas depende do escoamento; isto é, dependendo da taxa de deformação aplicada ao fluido, ele exibirá um valor de ‘viscosidade aparente’. Este comportamento por si é uma fonte de inexatidão dos atuais simuladores, uma vez que eles não contemplam misturas óleo-água não-Newtonianas.

O presente cenário de óleos pesados e o progressivo aumento de água na produção de óleo colocam um novo desafio à produção de óleo, uma vez que os atuais métodos de previsão podem não estar respondendo satisfatoriamente. Os desacordos entre os métodos de previsão motivaram o desenvolvimento de uma linha de pesquisa em escoamento no padrão de golfadas. Este padrão foi escolhido por ser o mais freqüente nos sistemas submarinos de produção de óleo. As metas deste plano de pesquisa envolvem atividades experimentais que incluem medições em laboratório e o desenvolvimento de instrumentos de forma a constituir uma base experimental de dados que possa depois suportar o desenvolvimento de um simulador de escoamento no regime de golfadas adequado para óleos pesados e viscosos e emulsões. Este artigo endereça-se a responder algumas questões relativas ao comportamento físico do escoamento em regime de golfadas quando há um aumento da viscosidade da fase líquida, típico da ocorrência de óleos pesados e emulsões. O escoamento em golfadas é descrito pela ocorrência intermitente de pistões de líquidos aerados seguidos por longas bolhas de gás que escoam sobre um filme de líquido. Os pistões de líquidos e as bolhas de gás se alternam no tempo e no espaço ao longo da tubulação, porém não são periódicas. As principais características do padrão de golfadas são: a intermitência e a irregularidade no tempo e no espaço das estruturas gás-líquido. A

Figura 1 representa, esquematicamente, um pistão de líquido seguido por uma bolha de gás e identifica os comprimentos associados ao pistão e a bolha assim como sua velocidade.

A análise desenvolvida neste artigo baseia-se em dados experimentais obtidos em facilidades experimentais da Unicamp e da Petrobras. O texto descreve os aparatos experimentais, as técnicas de medição e apresenta os resultados experimentais referentes à influência do aumento da viscosidade na velocidade de propagação da bolha, nos comprimentos da bolha e do pistão, na frequência das unidades pistão-bolha, na fração de vazios na região da bolha e, finalmente, no gradiente de pressão.

INSERIR Fig. 1

#### (CAPÍTULO) Aparato Experimental e Técnicas de Medição

Uma representação esquemática do aparato experimental é dada na Figura 2. Ele está localizado no DE/FEM-UNICAMP (Departamento de Energia da Faculdade de Engenharia Mecânica da Unicamp) e consiste da seção de testes, tanques de armazenagem, misturadores, válvulas de controle, bombas, compressores e instrumentação de pressão, temperatura, vazão e nível. A seção de testes possui duas linhas horizontais de 23,4 metros de extensão dispostas em paralelo, podendo ser operadas uma de cada vez. Uma das linhas consiste de uma tubulação de acrílico transparente com 26 mm de diâmetro interno. A outra linha possui uma tubulação de aço galvanizado com 28,8 mm de diâmetro interno. A linha de acrílico opera com pressões próximas da atmosfera, e permite a visualização dos fenômenos. Ela é dedicada a ensaios com fluidos limpos, tipicamente água ou soluções de glicerina. A linha de aço galvanizado permite operar com pressões mais elevadas, podendo atingir até 9 Barg. Esta linha é dedicada à operação com óleos em geral por questão de segurança operacional. Neste circuito experimental pode-se trabalhar com ar comprimido ou Nitrogênio. O último, por ser um gás inerte, é empregado durante os testes com óleo ou líquidos inflamáveis. O ar comprimido é fornecido por um conjunto de compressores com capacidade de 6 m<sup>3</sup>/min em condições padrão (1 atm, 20° C). O nitrogênio é fornecido pela Air Liquid por meio de garrafas torpedos. No início da seção de testes está localizado o misturador de gás e líquido. Pode-se injetar o gás na corrente de líquido através de dois tipos de misturadores: um onde a corrente de gás é descarregada concentricamente à corrente de líquido e outro onde as correntes de gás e de líquido são descarregadas em paralelo estando a de gás acima da de líquido. Estes diferentes tipos de

injetores são utilizados para verificar se as estruturas gás-líquido possuem memória ou não do processo de formação na medida que elas evoluem ao longo da linha. Ao longo da seção de testes o padrão de escoamento da mistura bifásica se desenvolve e sua estrutura é medida por meio dos sensores posicionados ao longo da linha. A jusante da seção de testes a mistura é descarregada para um tanque de recebimento. O gás é separado e descarregado para a atmosfera e o líquido é bombeado para o tanque principal sendo mantido em um ciclo fechado. O volume total de líquido armazenado pode chegar a até 3m<sup>3</sup> garantindo um tempo mínimo de residência de 60 minutos; o suficiente para assegurar uma temperatura uniforme durante os testes.

INSERIR Figura 2

A vazão de líquido é medida por meio de dois medidores de massa tipo Coriolis fornecidos pela Metroval e Micro Motion e com calibração com 1% de incerteza. A vazão de gás é medida por um conjunto de medidores de resistência linear fornecidos pela Merian Instruments com calibração com 1% de incerteza. O circuito de testes pode operar com líquidos e gases numa faixa de velocidades superficiais variando de 0,25 m/s a 3 m/s e 0,4 m/s a 12 m/s, respectivamente.

Ao longo da seção de testes há quatro estações de medição. Cada estação possui um par de sensores para detecção das fases gás ou líquido, distantes 50 mm entre si e um transdutor de pressão. A finalidade dos sensores é identificar a passagem das fases e fornecer informações sobre as golfadas: velocidade de propagação das bolhas, comprimentos dos pistões e das bolhas, frequência das unidades e espessura de filme abaixo da bolha. A evolução do escoamento de golfadas ao longo da linha é monitorada por meio de medições simultâneas dos sensores e dos transdutores de pressão ao longo das quatro estações de medição.

O laboratório dispõe de dois tipos de sensores de fase que operam sob princípios físicos distintos: resistivo e capacitivo. O primeiro princípio aplica-se a líquidos condutores, tipicamente água. O segundo opera em líquidos não condutores, tipicamente óleos. Apesar de seus princípios físicos serem distintos os sinais de saída dos sensores são semelhantes. A passagem pelo sensor das fases gás e líquido faz seu sinal alternar do nível baixo para alto e assim permitir a identificação das fases. Os sinais gêmeos dos sensores vizinhos são normalizados entre valores de 0 e 1 depois processados para fornecer a velocidade da



bolha, comprimentos dos pistões e das bolhas, frequência das unidades e espessura de filme de líquido abaixo da bolha. Um detalhamento sobre o princípio de funcionamento dos sensores e sobre o processamento dos sinais está em Rosa (2004) e Mastelari et al. (2005).

## (CAPÍTULO) Resultados Experimentais

O efeito do aumento da viscosidade nas estruturas gás-líquido em escoamento isotérmico horizontal no padrão de golfadas foi estudado a partir da análise recorrendo a dados experimentais. A base de dados experimentais vem de medidas realizadas no laboratório do DE/FEM-UNICAMP e no NuEx- Núcleo Experimental Engenheiro José Otávio do Amaral Baruzzi, pertencente ao Centro de Pesquisas da Petrobras e localizado na cidade de Aracaju, SE - durante a vigência de projetos com a Petrobrás: Rosa (2004), Rosa (2003) e Rosa (2001). Os dados foram obtidos em tubulações horizontais com diâmetro nominal de 1" e 6", com líquidos de viscosidade variando entre 1cP a 350cP, incluindo emulsões, e pressão de operação dos testes entre 1 a 7 Barg. Cada par gás-líquido é identificado por uma sigla. Nos testes realizados na Unicamp eles foram: ar-água (A@W), ar e solução de glicerina (A@G), nitrogênio e óleo de Marlim - proveniente do MRL-10 - (N2@MRL10), nitrogênio e óleo SAE20-50, (N2@SAE2050) e por fim nitrogênio e emulsão do poço MRL-111 com 22% de água (N2@MRL111). A identificação dos fluidos, o tipo de injetor gás-líquido e a pressão de injeção, a viscosidade do líquido, e o diâmetro e comprimento total da seção de testes estão descritos na Tabela 1. O conjunto de dados fornece uma base de comparação, pois os resultados foram obtidos em tubulações de diâmetros similares, isto é, para os testes com (A@W) e (A@G) o diâmetro da linha foi de 26 mm já para os testes com petróleo (MRL10 e MRL111) e óleo (SAE2050) o diâmetro da linha foi de 28.8 mm. A principal característica que diferencia os testes é a variação da viscosidade do líquido. Cabe observar que os valores de viscosidade listados na Tabela 1 são valores médios representativos do conjunto. Para os testes com solução de glicerina e com petróleo a viscosidade variou com a temperatura do teste e também com a perda de voláteis no caso dos testes com MRL10 e MRL111. Foram incorporadas à base de dados experimentais medidas realizadas NUEX com gás natural e um 'blend' de óleo Camorim (G@CAM) e também com gás natural e água (G@W). Os dados experimentais para gás natural e água são apresentados em Marruaz et. al. (2001).

Tabela 1 – Identificação dos fluidos de teste e características das linhas

Identificação Teste	Líquido	Gás	Injetor Gás_Líq	Visc. Líquido (cP)	Diâmetro Linha (mm)	Compri. Linha	Pressão Injeção (Barg)
A@W_CC	Água	Ar	Correntes Concêntricas	1	26	900D	< 1
A@W_CP	Água	Ar	Correntes Paralelas	1	26	900D	< 1
A@W_20	Água	Ar	Correntes Paralelas	1	26	900D	< 1
A@G_CC	Solução Glicerina	Ar	Correntes Concêntricas	27	26	900D	< 1
A@G_CP	Solução Glicerina	Ar	Correntes Paralelas	27	26	900D	< 1
N2@MRL10	Marlim 10	Nitrogênio	Correntes Paralelas	320	28.8	900D	< 2.5
N2@MRL111	Marlim 111	Nitrogênio	Correntes Paralelas	250	28.8	900D	< 2.5
N2@SAE2050	SAE20-50	Nitrogênio	Correntes Paralelas	350	28.8	900D	< 2.5
G@CAM	Blend Camorim	Gás Natural	Correntes Paralelas	32.1	154	1136D	5 a 15
G@W	Água	Gás Natural	Correntes Paralelas	1	154	1136D	5 a 15

(ITEM) Velocidade da Bolha, VB

A velocidade média de propagação do nariz da bolha alongada é representada pela relação: linear, Nicklin et. alli (1962);:

$$VB = C_0 \cdot J + C_\infty \cdot \sqrt{gD}, \quad (1)$$

onde J é a velocidade da mistura e  $C_0$  e  $C_\infty$  são constantes que dependem das propriedades dos fluidos e do escoamento. Em termos de grupos adimensionais, são expressos na forma  $C_0 = C_0(Re_J, Fr_J, Eo)$  e  $C_\infty = C_\infty(Re_J, Fr_J, Eo)$  onde:

$$Re_J = \rho_L \cdot D \cdot J / \mu_L; \quad Fr_J = J / (gD)^{0.5} \quad e \quad Eo = \Delta \rho g D^2 / \sigma \quad (2)$$

Expressando a Eq. (1) na forma:

$$\frac{VB}{\sqrt{gD}} = C_0 \cdot \frac{J}{\sqrt{gD}} + C_\infty, \quad (3)$$

pode-se determinar os parâmetros  $C_0$  e  $C_\infty$  pelo ajuste da melhor reta que passa pelos valores obtidos experimentalmente de VB e J. A Figura 3 mostra a relação  $VB/(gD)^{0.5}$  versus

$J/(gD)^{0,5}$  para os dados experimentais. Nota-se que os dados experimentais podem ser agrupados em duas retas com inclinações distintas. Estas retas podem ser discriminadas pelo número de Reynolds baseado no pistão de líquido,  $Re_J$ . Para referência, os valores de  $C_0$  e  $C_\infty$  e seu coeficiente de regressão linear são mostrados na Tabela (2).

Tabela 2 – Parâmetros  $C_0$  e  $C_\infty$

Regime	$Re_J$	$Fr_J$	$Eo$	$C_0$	$C_\infty$	$R^2$
Laminar	< 1000	(---)	180 a 190	1,91	0	0,9558
Turbulento	> 1000	$Fr_J < 2$	100 a 40000	1,12	0,52	0,8735
		$Fr_J > 2$	100 a 40000	1,20	0	0,9636

Cabe destacar que a Tabela 2 associa regime laminar e turbulento aos pistões de líquido tomando como valor limite o Reynolds do pistão igual a 1000. Há duas razões para se fazer esta escolha. A primeira, e mais, relevante é que há um hiato nos dados experimentais no que diz respeito ao  $Re_J$ . Os dados foram tirados em duas faixas uma de baixo  $Re_J$  que corresponde a  $50 < Re_J < 350$  e outra de alto  $Re_J$  que varia entre  $1000 < Re_J < 60000$ . Na faixa de baixo  $Re_J$  todos os dados de VB apresentam a mesma tendência, o mesmo ocorre para os dados na faixa de alto  $Re_J$ . Não foi possível conseguir dados experimentais na faixa  $350 < Re_J < 1000$  para detectar quando e como ocorre a transição dos coeficientes  $C_0$  e  $C_\infty$ . A segunda razão é que se espera que haja uma transição prematura de regime laminar para turbulento devido às perturbações introduzidas pela esteira na bolha no pistão que a segue. Assim decidiu-se atribuir aos pistões com  $Re_J$  regime laminar e àqueles com  $Re_J > 1000$  regime turbulento.

INSERIR Fig. 3

O parâmetro  $C_0$  é fortemente dependente do perfil de velocidades à frente da bolha; assim para pistões de líquido à frente da bolha escoando em regime laminar espera-se que  $C_0$  tenha um valor próximo de 2.0 enquanto que para pistões de líquido em regime turbulento espera-se para  $C_0$  em torno 1.2. Os valores de  $C_0$  obtidos, para pistões de líquido em regime turbulento, estão em concordância com dados de Bendiksen (1984),  $C_0$  de 1.2 ou 1. Sua

dependência com  $Fr_J$  também foi confirmada, no entanto foi encontrado um valor limite de  $Fr_J = 2$  para transição de  $C_0$  distintamente do que foi obtido por Bendiksen (1984). Cabe destacar porém, que no presente experimento a velocidade VB foi medida para uma seqüência contínua de bolhas e pistões na entrada do tubo enquanto que Bendiksen realizou medidas em bolhas isoladas. Apesar desta diferença considera-se boa a concordância entre os dados obtidos neste trabalho e aqueles reportados por Bendiksen (1984) para o caso de pistões de líquido em regime turbulento. Por outro lado, os valores de  $C_0$  para pistões de líquido à frente da bolha escoando em regime laminar são escassos. Pinto et. al. (1998) aponta valores de  $C_0$  por volta de 1,9 para escoamentos verticais, coincidentes com os valores encontrados em nossos dados experimentais para escoamentos horizontais.

O produto  $C_\infty(gD)^{0.5}$ , também denominado por velocidade de deslizamento ou drift velocity, tem seu valor dependente do número de Froude, e de Eotvos, assim como do produto  $Re_J/Fr_J$  que define se a bolha está no regime inercial ou não. Dukler and Hubbard (1975) propõem que, para escoamento de golfadas na horizontal,  $C_\infty$  é nulo; no entanto Zukoski (1966) e Bendiksen (1984), baseados no trabalho de Benjamin (1968) argumentam que há uma velocidade de deslizamento definida em função do  $Fr_J$  e  $Eo$ . Uma correlação para a velocidade de deslizamento,  $C_\infty$ , é proposta em Fabre e Liné (1992)

$$C_\infty = 0.54 - 1.76Eo^{-0.56} \quad Fr_J < 2 \quad e \quad Re_J/Fr_J > 300$$

$$C_\infty = 0 \quad Fr_J > 2 \quad (4)$$

que combina o valor teórico de  $C_\infty$  proposto por Benjamin (1968) para escoamento horizontal,  $C_\infty = 0.54$ , corrigido pelo efeito de tensão superficial que tende a diminuir o deslizamento. De acordo com esta correlação espera-se valores na faixa  $0.26 < C_\infty < 0.54$  enquanto que o valor obtido dos dados experimentais foi constante e igual a 0.52. De fato os dados experimentais não mostram uma dependência em Eotvos. O valor experimental obtido de 0.52 é muito próximo do valor teórico de Benjamin sem levar em conta os efeitos de tensão superficial. As razões para este comportamento ainda não são evidentes assim como o fato da dependência de  $C_\infty$  com  $Fr_J$  de modo que para  $Fr_J > 2$ ,  $C_\infty$  é nulo, isto é, deixa de influenciar a velocidade de translação da bolha.

Os dados experimentais mostram que a viscosidade da fase líquida não influi na velocidade de propagação da bolha. A velocidade da bolha varia em função do regime (laminar ou turbulento) no pistão de líquido à sua frente.

#### (ITEM) Comprimento médio da Bolha Alongada, LB

O comprimento médio de bolhas da bolha depende da razão gás-líquido do escoamento assim como da viscosidade da fase líquida, do diâmetro da tubulação entre outros parâmetros. Com o intuito de verificar especificamente como o comprimento médio da bolha varia com o aumento da viscosidade e do diâmetro da tubulação os dados experimentais foram divididos em dois grupos. O primeiro grupo permite verificar o efeito do aumento da viscosidade em uma mesma tubulação enquanto que o segundo permite verificar o efeito do aumento do diâmetro para líquidos com viscosidades semelhantes. Os resultados experimentais do comprimento médio de bolhas expresso em diâmetros da tubulação estão mostrados na Fig. 4. Observa-se que  $LB/D$  apresenta uma relação de potência com  $J_G/J_L$  com coeficientes variando em função do diâmetro da tubulação e da viscosidade do fluido.

INSERIR Figura 4

A análise do aumento da viscosidade, Fig 4a, agrupa os dados experimentais em duas categorias de acordo com sua faixa de viscosidades da fase líquida. Uma faixa corresponde a  $1 \text{ cP} < \mu_L < 30 \text{ cP}$  referindo-se aos pares de fluidos A@G, A@W, G@CAM e G@W e outra faixa que corresponde a  $\mu_L \sim 350 \text{ cP}$  referindo-se aos pares N2@MRL10, N2@MRL111 e N2@SAE2050. Esta classificação de viscosidade coincide com a classificação em termos de Reynolds do pistão, deste modo  $Re_J > 1000$  aplica-se à faixa de  $1 \text{ cP} < \mu_L < 30 \text{ cP}$  enquanto que  $Re_J < 1000$  à faixa  $\mu_L \sim 350 \text{ cP}$ . Fica claro na Fig. 4a que quem discrimina as diferentes curvas que descrevem os comprimentos das bolhas é o  $Re_J$  e não o valor da viscosidade. Fixando-se uma razão  $J_G/J_L$  a transição de regime turbulento para laminar conduz a uma redução no tamanho da bolha.

O efeito do aumento do diâmetro da linha de 1" para 6" é mostrado na Fig. 4b em função da razão de velocidades  $J_G/J_L$  para um conjunto de dados que apresenta viscosidade da fase líquida na faixa  $1 \text{ cP} < \mu_L < 30 \text{ cP}$ . Mantendo-se constante a razão  $J_G/J_L$  encontra-se que o aumento do diâmetro da tubulação leva a um aumento do comprimento relativo da bolha.

#### (ITEM) Comprimento médio do Pistão de Líquido, LS

O comprimento médio dos pistões de líquido é uma das grandezas de uso mais recorrente para o fechamento de modelos de escoamentos em golfadas. Há uma controvérsia sobre este valor. Há autores que afirmam existir um tamanho estável para os pistões de líquido, alguns indicam 12D outros 30D, Taitel e Barnea (1990). As medidas experimentais em linhas com 1" e 6" de diâmetro e líquidos com viscosidade variando entre 1 cP e 350 cP mostraram que o comprimento médio do pistão não é constante mas varia de acordo com as vazões de líquido e gás, viscosidade do líquido e outros parâmetros. Revelar uma forma explícita sobre a dependência de LS com os outros parâmetros do escoamento é difícil, entretanto recorrendo-se a aproximações se pode obter informações sobre este comportamento e verificá-las contra os dados experimentais.

É razoável supor então que o comprimento do pistão de líquido se relacione com a frequência por uma equação como:

$$\left(\frac{LS}{D}\right) = K \left(\frac{J_L}{f \cdot D}\right)^m, \quad (5)$$

cujos parâmetros K e m estão mostrados na Tabela 3 para referência.

Tabela 3 – Coeficientes K e m para correlação do comprimento do pistão.

	<i>K</i>	<i>m</i>
<i>Turbulento</i> $Re_J > 1000$	1,00	0,96
<i>Laminar</i> $Re_J < 1000$	1,89	0,89

Numa primeira aproximação pode-se dizer que o comprimento do pistão de líquido depende diretamente da vazão de líquido e é inversamente proporcional a frequência e ao diâmetro da linha. O aumento da viscosidade tem um efeito secundário. A variação de viscosidade passa a influir se ela for grande o suficientemente para causar a transição no regime de escoamento do pistão de líquido de turbulento para laminar ou vice-versa.

INSERIR Fig. 5

(ITEM) O Fator de Intermitência,  $\beta$

O fator de intermitência  $\beta$ , definido pela razão de comprimentos  $LB/(LB+LS)$ , é mostrado na Fig. 6 para líquidos com diferentes viscosidades escoando em tubulações com diâmetros de 1" e 6". Observa-se na Fig. 6 que  $\beta$  apresenta uma relação quase linear com a razão  $J_G/J$ . Interessante ressaltar que  $\beta$  e  $J_G/J$  estão limitados dentro do intervalo de 0 a 1. Para o conjunto de pontos referentes aos óleos,  $\mu_L \sim 350$  cP, observa-se que  $\beta$  e  $J_G/J$  estão quase na proporção de 1:1, coincidentes com a reta pontilhada. Isto significa que o deslizamento das fases é quase nulo e que a razão de comprimentos coincide com a razão de velocidades. A medida que a viscosidade da fase líquida diminui, passa haver um deslizamento entre fases e os valores de  $\beta$  são maiores que os valores da razão de velocidades.

INSERIR Figura 6

Uma equação constitutiva para  $\beta$  é complexa, entretanto pode-se alcançar algum entendimento sobre a natureza de  $\beta$  assumindo-se algumas hipóteses simplificadoras. Considerando-se pistões de líquido não-aerados,  $RS = 1$ , pode-se expressar a velocidade superficial do gás e a velocidade de propagação da bolha por:

$$J_G = VB \cdot \beta \cdot RG \quad (6)$$

onde  $RG$  é a fração de vazio na região da bolha. Isolando  $\beta$  da Eq. (6) e substituindo  $VB$  pela Eq. (1) vamos encontrar que:

$$\beta = \frac{J_G}{VB \cdot RG} \equiv \left( \frac{J_G}{J} \right) \cdot \left[ \left( C_0 + \frac{C_\infty}{Fr_J} \right) \cdot RG \right]^{-1} \quad (7)$$

O termo que multiplica  $J_G/J$  na Eq. (7) será tratado como um termo de correção e modelado como uma função de  $J_G/J$ , conforme proposto na Eq. (8):

$$\beta = \left( \frac{J_G}{J} \right) \left[ C_2 + C_3 \left( \frac{J_G}{J} \right) \right] \quad (8)$$

de forma que ela atenda aos os limites:  $J_G/J = 0$ ,  $\beta = 0$  e  $J_G/J = 1$ ,  $\beta = 1$ .

Os coeficientes  $C_2$  e  $C_3$  que melhor representam o conjunto de dados estão mostrados na Tabela 4 em função do regime de escoamento do pistão de líquido.

Tabela 4 – Coeficientes de ajustes  $C_2$  e  $C_3$ .

	$C_2$	$C_3$
Turbulento $Re_J > 1000$	1,66	-0,66
Laminar $Re_J < 1000$	1,29	-0,29

#### (ITEM) Frequência de Passagem das Bolhas, $f$

A frequência de ocorrência de bolhas e pistões é outro parâmetro importante na caracterização do escoamento em golfadas e utilizado constantemente em simuladores de escoamentos em golfadas. A frequência de ocorrência é definida como uma razão entre a velocidade da bolha e o comprimento do conjunto pistão-bolha:

$$f = \frac{VB}{LS+LB}. \quad (9)$$

A definição da frequência também é expressa em formas alternativas; introduzindo-se a definição de  $\beta$  na Eq. (9) podemos obter:

$$f = \beta \frac{VB}{LB} \quad \text{ou} \quad f = (1-\beta) \frac{VB}{LS}. \quad (10)$$

O efeito da variação da viscosidade não pode ser percebido diretamente das definições de  $f$ , Eqs. (9) e (10), mas indiretamente por meio das variações sofridas por  $VB$ ,  $LS$ ,  $LB$  ou  $\beta$ .

A Figura 7 mostra o número adimensional da frequência em função da razão de velocidades entre o líquido e a mistura. O efeito do aumento da viscosidade pode ser avaliado comparando-se dados com viscosidade variando entre 1cP e 350cP numa tubulação de 1" de diâmetro, veja Fig. 7a. Observa-se que o aumento da viscosidade traz um aumento da frequência. Outra variável que influi na frequência de ocorrência é o diâmetro da tubulação. Este efeito é reportado na maioria dos trabalhos revisados por



Zabara (2000). A Fig 7b traz dados experimentais para líquidos com viscosidade entre 1cP a 30cP para tubulações com diâmetros de 1" e 6". O aumento do diâmetro causa uma diminuição da frequência de ocorrência.

INSERIR Figura 7

Existem algumas equações para previsão da frequência de ocorrência em escoamentos de golfadas horizontais, porém elas são limitadas pois não fazem referência à viscosidade nem tão pouco expressam seus valores de forma adimensional. Zabarar (2000) faz uma revisão sobre as correlações de frequência aplicadas a escoamentos de golfadas com inclinação variando entre 0 e 11 graus. Seu estudo comparativo do desempenho das correlações para uma base de dados com 399 pontos indica que não há uma única correlação satisfatória para todo o conjunto de dados. No entanto ele ainda sugere o emprego de um modelo proposto por Taitel e Dukler (1976) como um promissor método para avaliação da frequência em escoamentos de golfadas na horizontal. Diferentemente das outras correlações algébricas, este modelo requer a solução de um sistema de equações diferenciais para determinação da frequência a partir dos mecanismos de instabilidade de ondas em filmes estratificados relacionados ao processo de formação de golfadas na horizontal. O conhecimento sobre os processos de formação das golfadas ainda é pouco conhecido. Sabe-se, no entanto, que os modelos desenvolvidos para escoamentos de golfadas na horizontal não podem ser aplicados para escoamentos na vertical pelo fato destes possuírem um mecanismo de formação distinto.

(ITEM) Fração de Vazios na Região da Bolha Alongada,  $\varepsilon_b$

A fração de vazios na região da bolha,  $\varepsilon_b$ , foi calculada considerando a hipótese de filme plano. Por meio de relações trigonométricas é possível estabelecer a fração de vazios na região da bolha a partir da medida da altura da interface na linha de centro. O resultado de  $\varepsilon_b$  é mostrado na Fig. 8 em função de  $\beta$  para os sistemas A@W e A@G. A fração de vazios na região da bolha cresce com o aumento do comprimento da bolha alongada, LB. Diferentemente das outras variáveis,  $\varepsilon_b$  não apresenta sensibilidade diretamente ligada ao regime laminar ou turbulento do escoamento.

INSERIR Figura 8

#### (ITEM) Queda de Pressão, $\Delta P$

Por último, realizou-se uma análise da queda de pressão no escoamento. É conhecido que a queda de pressão na unidade pistão-bolha é devida a duas parcelas: uma correspondente ao pistão de líquido e outra à região da bolha. Conforme Taitel e Barnea (1990):

$$\Delta P_U = \frac{\tau_s \pi D}{A} LS + \int_0^{LB} \frac{\tau_f S_f + \tau_G S_G}{A} dz. \quad (11)$$

Decidiu-se estimar o percentual da queda de pressão da unidade bolha-pistão corresponde à queda de pressão causada pelo pistão de líquido. A queda de pressão da unidade,  $\Delta P_U$  foi medida experimentalmente enquanto que a queda de pressão no pistão de líquido foi estimada utilizando-se:

$$\Delta P_s = C_f \frac{1}{2} \rho \cdot J^2 \cdot \frac{LS}{D} \quad (12)$$

onde  $C_f$  é o fator de atrito de Darcy. A razão entre as quedas de pressão é definida como sendo  $\Delta P_s / \Delta P_u$ , note que esta relação utiliza dados experimentais mas também emprega o modelo da Eq. (12) para estimar a queda de pressão no pistão de líquido. A Fig. 9 mostra a razão de queda de pressão em função do fator de intermitência para os fluidos de teste. Considerando um par de fluidos, observa-se que o aumento de  $\beta$  (ou do comprimento relativo da bolha) faz com que a razão de pressão diminua. De forma complementar ela também indica que a parcela correspondente à queda de pressão na bolha aumenta com o aumento de  $\beta$ . Para os sistemas em regime turbulento, referente aos pares de fluidos A@W, A@G e G@CAM, a razão de pressão permanece entre 0,7 a 0,4 indicando que a parcela de queda de pressão correspondente ao pistão de líquido permanece entre 70% a 40% da queda de pressão total. Por outro lado, para os sistemas que operam em regime laminar, referente aos pares de fluidos N2@MRL10, N2@SAE2050 e N2@MRL111, a razão de pressão situa-se entre 1 e 0,75, um patamar de valores superior àquele observado para os sistemas em regime turbulento.

Os dados experimentais mostram que o aumento da viscosidade leva a um aumento do gradiente de pressão entretanto, se este for expresso em termos da razão  $\Delta P_s / \Delta P_u$  vamos observar que a razão varia com  $\beta$  e também com a mudança de regime turbulento/laminar e não devido a uma variação da viscosidade em si. Além disto, significa

para regime laminar a queda de pressão ocorre prioritariamente no pistão de líquido. No entanto, para escoamentos em regime turbulento a queda de pressão no pistão e na região da bolha se equivalem.

INSERIR Figura. 9

## (CAPÍTULO) Conclusões

A partir dos dados obtidos pudemos concluir que as maiores mudanças das características do escoamento em golfadas na horizontal não estão associadas diretamente ao aumento da viscosidade, mas à mudança de regime turbulento-laminar do pistão de líquido como uma eventual consequência do aumento da viscosidade. Os dados experimentais de velocidade, comprimentos e queda de pressão apresentam uma mesma tendência se agrupados de acordo com o regime.

Vejamos por exemplo o coeficiente  $C_0$  associado à velocidade da bolha, Fig. 3. Ele foi representado por duas correlações, uma para  $Re_J$  maior que 1000 onde  $C_0$  pode ser 1.2 ou 1.1 dependendo do Froude e outra para  $Re_J$  menor que 1000 onde  $C_0$  é 1.9. O comprimento da bolha,  $LB$  se revelou sensível ao regime, conforme mostrado na Fig. 4. Os dados experimentais de  $LB$  tomados na linha com 1" de diâmetro mostraram duas tendências para variação de  $LB/D$  com  $JG/JL$ : uma onde a viscosidade do líquido variou entre 1 cP e 30 cP, classe de valores onde ocorre regime turbulento no pistão e outro onde a viscosidade variou entre 200 cP e 350 cP, classe onde ocorre pistões de líquido em regime laminar. Na sequência vamos observar na Fig. 5 que a relação entre o comprimento médio do pistão  $LS/D$  e a fração adimensional  $JL/fD$  também é sensível ao regime do escoamento. O fator de intermitência,  $\beta$ , mostrado na Fig. 6 revela uma pequena sensibilidade ao aumento da viscosidade, em parte porque tanto  $LB$  e  $LS$  são sensíveis e os efeitos devem, de alguma forma se compensarem para  $\beta$ . Mesmo assim é feita uma distinção para as correlações de  $\beta$  de acordo com o regime. A frequência das unidades bolha-pistão é explorada na Fig. 7. Pode-se notar que a frequência depende diretamente da velocidade da bolha, do fator de intermitência e inversamente ao comprimento do pistão de líquido de maneira que o efeito da variação da viscosidade não atua de forma explícita. A fração de vazios na região da bolha foi medida somente para os pares A@W e A@G, conforme mostrado na Fig. 8. Dos modelos de forma da bolha disponíveis sabe-se que a fração de vazios é dependente do atrito do filme de líquido e conseqüentemente da viscosidade assim como da velocidade da

bolha. Diferentemente das outras variáveis,  $\varepsilon_b$  não apresenta sensibilidade diretamente ligada ao regime laminar ou turbulento mas depende do valor da viscosidade dentre outras variáveis. Por último podemos ver na Fig. 9 que a razão de pressão  $\Delta P_s/\Delta P_u$  também pode ser agrupada de acordo com o regime laminar/turbulento.

#### (CAPÍTULO) Referências

Bendiksen, K.H., 1984, An Experimental Investigation of the Motion of Long Bubbles in Inclined Tubes, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol 10, n. 4, pp. 467-483.

T.B. BENJAMIN, Gravity currents and related phenomena, *J. Fluid Mechanics*, v.31, n.2, p. 209-248, 1968.

Dukler, E. and Hubbard, M.G., 1975, A model for gas-liquid slug flow in horizontal and near horizontal tubes, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, Vol 14, n.4, pp.377-347.

Fabre, J. and Liné, A., 1992, Modeling of two-phase slug flow, *Annual Review of Fluid Mech.*, 24:21-46.

Marruaz K.S., Gonçalves, M.A.L., Gaspari, E.; Ribeiro, G.S; França, F.A and Rosa, E.S.; "Horizontal Slug Flow in a Large-Size Pipeline: Experimentation and Modeling ", **RBCM - J. of the Braz. Soc. Mech. Sci.**, vol XXIII, n.3, pp.481-490, 2001

Mastelari, N., Zwanziger, M. and Rosa, E.S., "Capacitive Sensor for Dynamic Gas-Liquid Phase Detection in Two-Phase Flows", 18<sup>th</sup> International Congress of Mechanical Engineering, Ouro Preto, in Cdrom, November 6-11, 2005.

Nicklin, D.J., Wilkes, J.O., Davidson, J.F., Two phase flow in vertical tubes, *Trans. Instn Chem. Engrs*, vol. 40, pp. 61-68, 1962.

PINTO A.M.F.R., PINHEIRO M.H. C., CAMPOS J.B.L.M., Coalescence of two gas slugs rising in a co-current flowing liquid in vertical tubes, *Chem. Engng. Sci*, v. 53, n.16, p. 2973-2983, 1998.

ROSA E.S., Estudos da Termo-Fluidodinâmica de Processos de Produção, Relatório nº 3, Projeto UNICAMP/CENPES-PETROBRAS, Campinas, SP, Abril, 2003.

ROSA E.S., "Flow Structure in the Horizontal Slug Flow", **Thermal Engineering**, vol. 3, n.2 – December 2004, pp 151-160.

ROSA E.S, Análise de escoamentos em golfadas de óleos pesados e emulsões óleo-água, Relatório nº 4, Projeto UNICAMP/CENPES-PETROBRAS, Campinas, SP, Abril, 2006.

TAITEL, Y.; BARNEA, D.; Two-phase slug flow, *Advances in Heat Transfer*, Academic Press Inc., NY, v.20, p. 83-132, 1990.

TAITEL, Y.; DUKLER, A.E. A model for slug frequency during gas-liquid flow in horizontal and near horizontal pipes, *Int. J. Multiphase Flow*, v. 3, p. 585-597, 1977.

ZABARAS, G.J. Prediction of slug frequency for gas/liquid flows, *SPE Journal*, v.5, n.3, p. 252-258., 2000.

## LEGENDAS DAS FIGURAS

Figura 1 – Representação esquemática da distribuição de fases no padrão golfadas.

Figura 2 – Representação esquemática da seção de testes da Unicamp.

Figura 3 – Velocidade de propagação da bolha em função de Froude.

Figura 4 – Comprimento da bolha em função da razão gás/líquido (a) análise do efeito da viscosidade, (b) análise do efeito do diâmetro da tubulação.

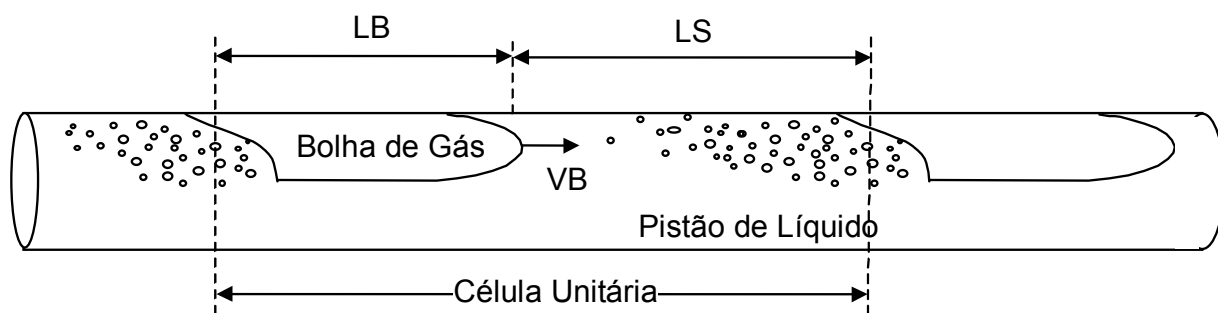
Figura 5 – Comprimento do pistão de líquido em função do parâmetro  $J_L/fD$

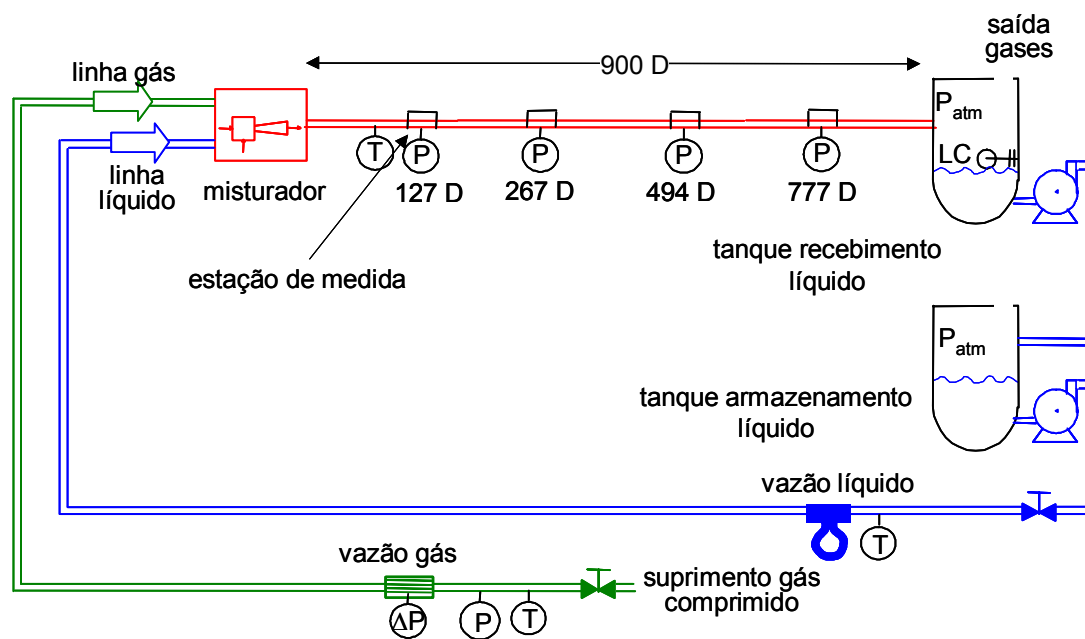
Figura 6 – Fator de intermitência  $\beta$  em função da razão de velocidades  $J_G/J$

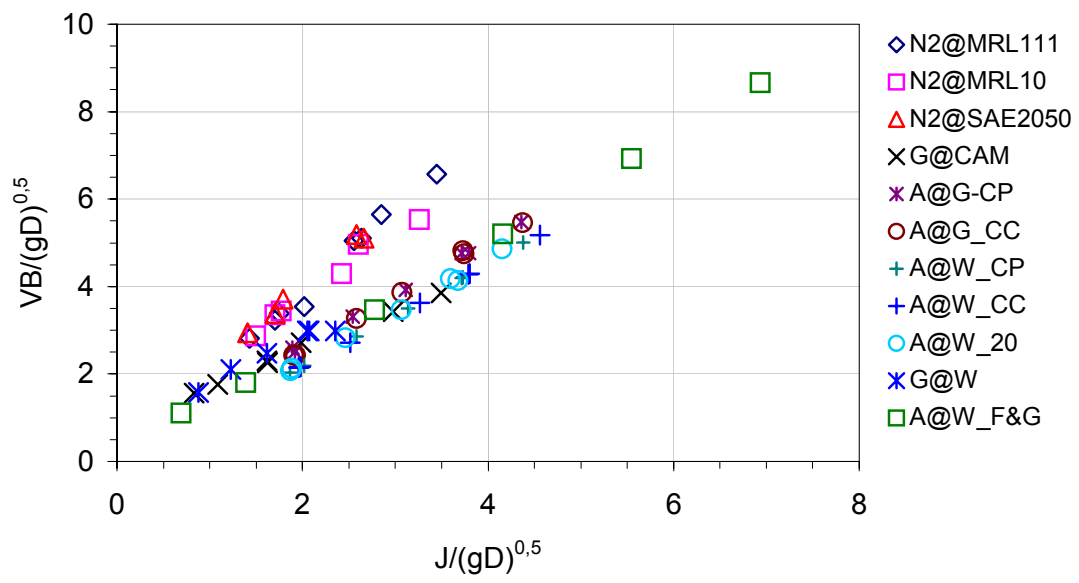
Figura 7 – Frequência adimensional das unidades em função da razão de velocidades  $J_L/J$ , (a) influência da viscosidade e (b) influência do diâmetro; legenda de símbolos mesma da Figura 6;

Figura 8 – Fração de vazios na região da bolha em função do fator de intermitência,  $\beta$ .

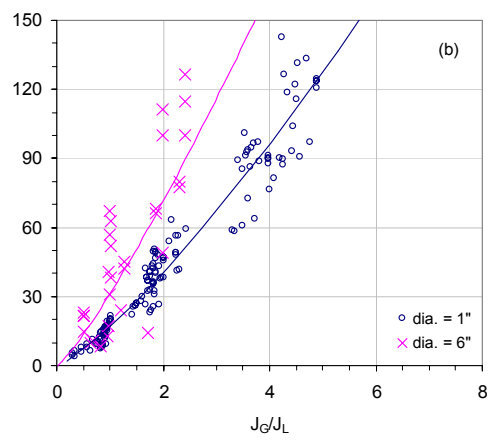
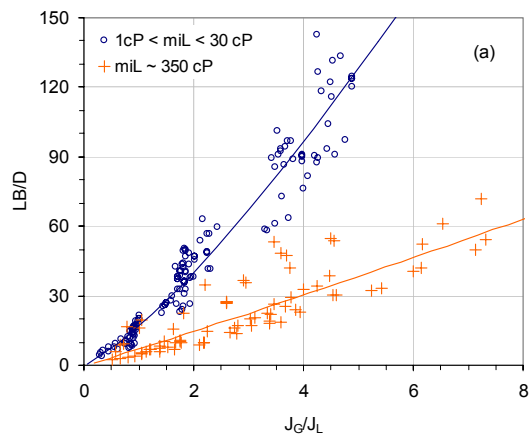
Figura 9 – Razão entre a quedas de pressão em função do fator de intermitência,  $\beta$ .











- A@G\_CP
- △ G@CAM
- N2@MRL10
- ✱ N2@SAE2050
- + N2@MRL111
- ✕ A@W\_CC
- A@W\_CP
- A@G\_CC
- ✱ G@W

