

# Mini Curso 10

## ESCOAMENTO MULTIFÁSICO: UMA APLICAÇÃO EM MISTURAS GÁS-LÍQUIDO PARA PADRÃO INTERMITENTE

### Parte I – Conceitos Básicos

*Prof. Eugênio Spanó Rosa*  
*Departamento de Energia – FEM*  
*[erosa@fem.unicamp.br](mailto:erosa@fem.unicamp.br)*  
*[www.2pfg.fem.unicamp.br](http://www.2pfg.fem.unicamp.br)*



UNICAMP



# Plano da Apresentação

1. Introdução
2. Conceitos básicos
3. Padrões de Escoamentos e Mapas
4. Regime Golfadas
5. Balanços Volumétricos

# O Que é Escoamento Multifásico?

São **misturas** onde duas ou mais **fases imiscíveis**, separadas por uma interface, escoam simultaneamente.

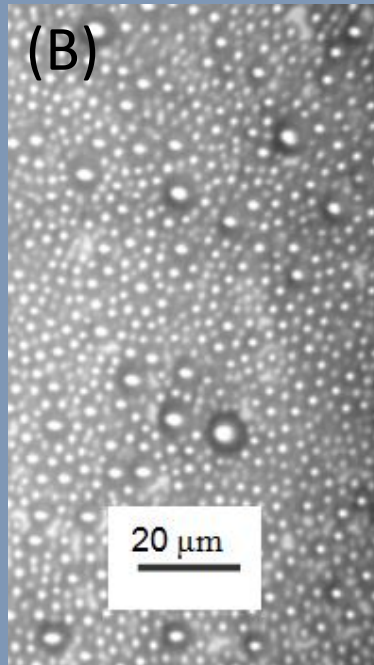
## O que é Fase?

Uma região do espaço delimitada por uma **interface de espessura infinitesimal** que encerra em seu interior um material (gas, líquido ou sólido) com **composição química homogênea** e **propriedades definíveis**.



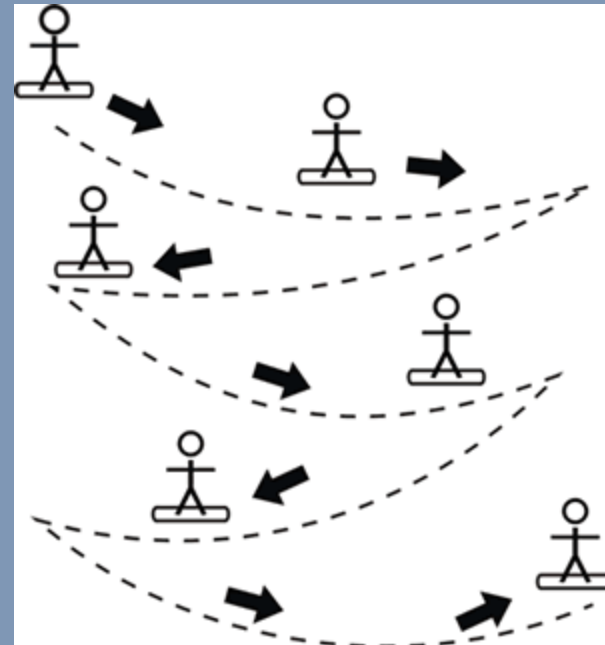
# Dimensão Característica das Fases

- A. Gás-Ar → escala molecular, partículas indistinguíveis, tratamento pela teoria clássica de misturas (termodin).
- B. Óleo-Água → emulsão, escala intermediária, dominado por forças viscosas, tratamento micro-hidrodinâmica.
- C. Ar-Água → mistura com dimensões macroscópicas, fases distinguíveis. Teoria de Esc. Multifásicos aplica-se nesta escala.



# Em Que Difere o Escoamento Multifásico do Monofásico?

Duas ou mais fases ao serem transportados por um fluido **interagem entre si** trocando massa, quantidade de movimento e energia. É necessário modelar as forças interfaciais. Exemplos do dia a dia...



# Exemplo da interação entre uma 'partícula' sólida e o ar!

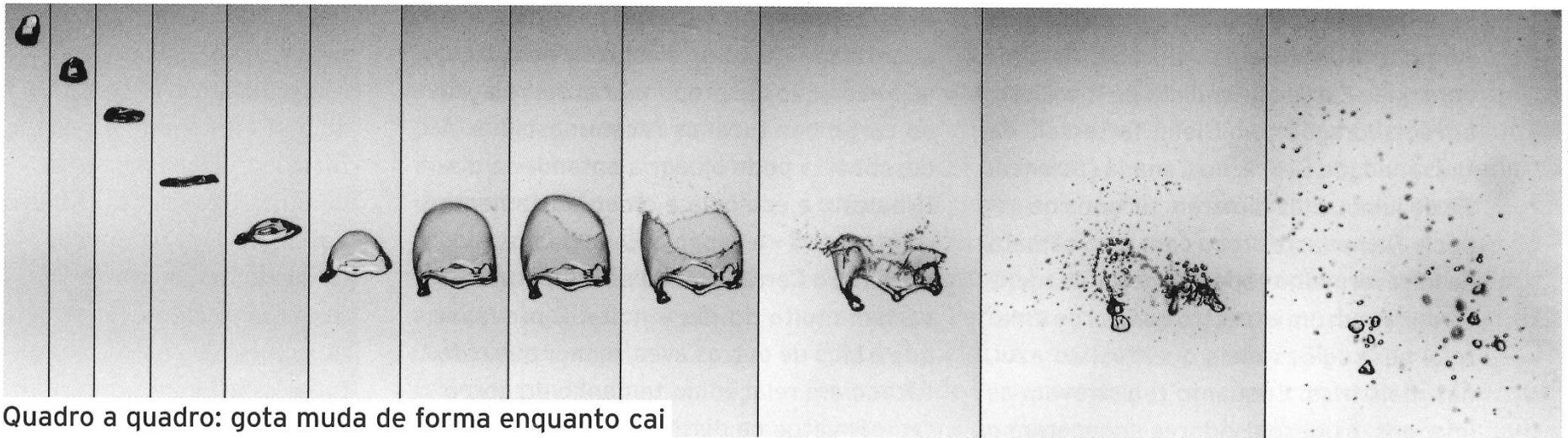


O ar, ao passar pela automóvel, é defletido gerando uma força no carro (arrasto e sustentação). Por sua vez o carro exerce uma força igual e contrária no fluido. Forças interfaciais são iguais e contrárias.



# Uma gota de líquido em ar.

Há casos onde a forma da partícula se deforma devido a troca de quantidade de movimento com o fluido



EMMANUEL VILLERMAUX/UNIV. AIX-MARSEILLE

# População de bolhas em água

Fenômenos onde há partículas, com diversos tamanhos, que interagem entre si e com o meio contínuo trocando massa, quantidade de movimento e energia.





# Foco desta apresentação

- escoamento gás-líquido
- Na sequencia são apresentados uma série de fenômenos envolvendo escoamento gás-líquido.
- Procure identificar:
  - A forma das fases
  - Os mecanismos físicos envolvidos: força peso, força centrífuga, inércia, viscosidade, transf. calor
  - A origem das forças interfaciais, as áreas interfaciais, potencial para transferência de calor e massa

# Exemplos

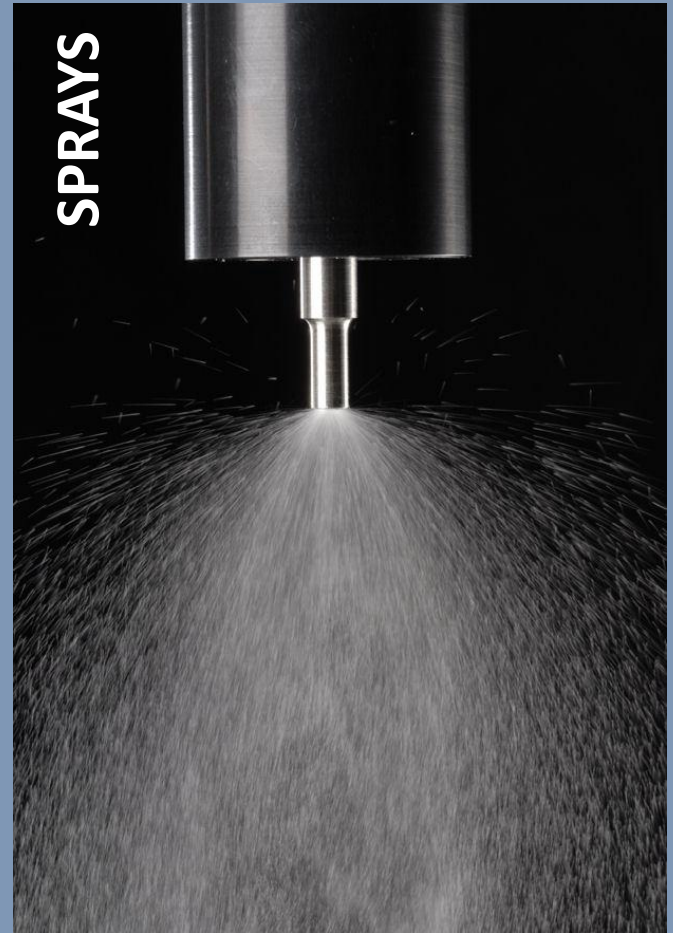
LUBRIFICAÇÃO  
POR INJEÇÃO  
BOLHAS.



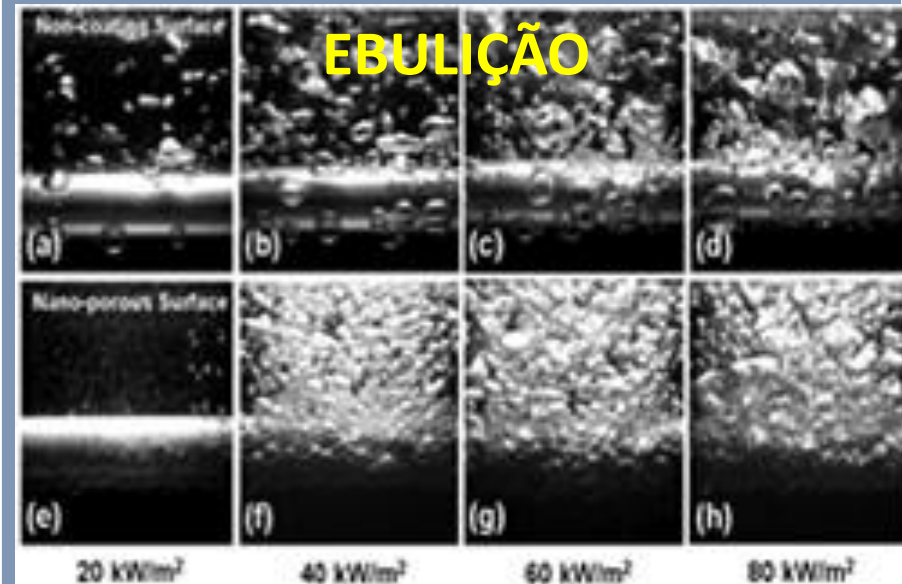
CONDENSAÇÃO ESC. COMPR.



SPRAYS



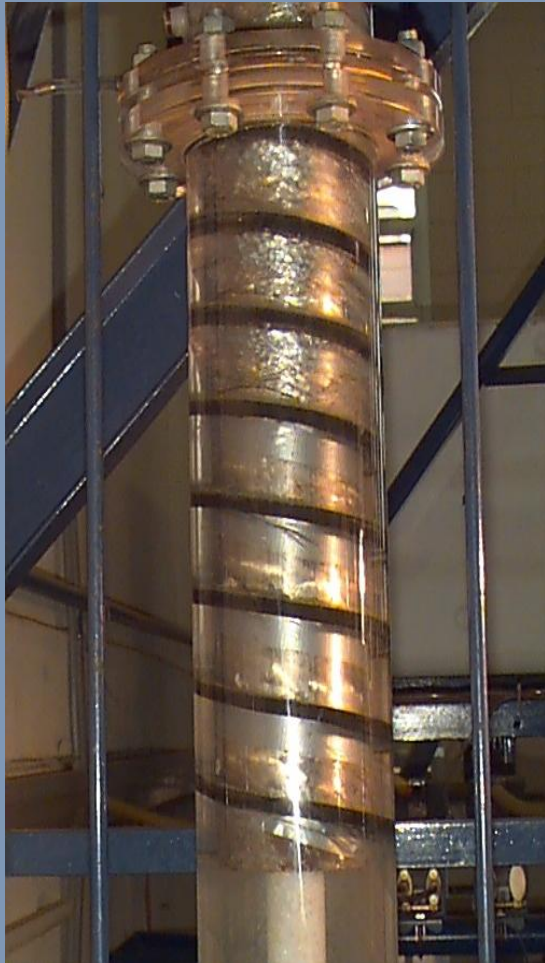
# Exemplos continuação...



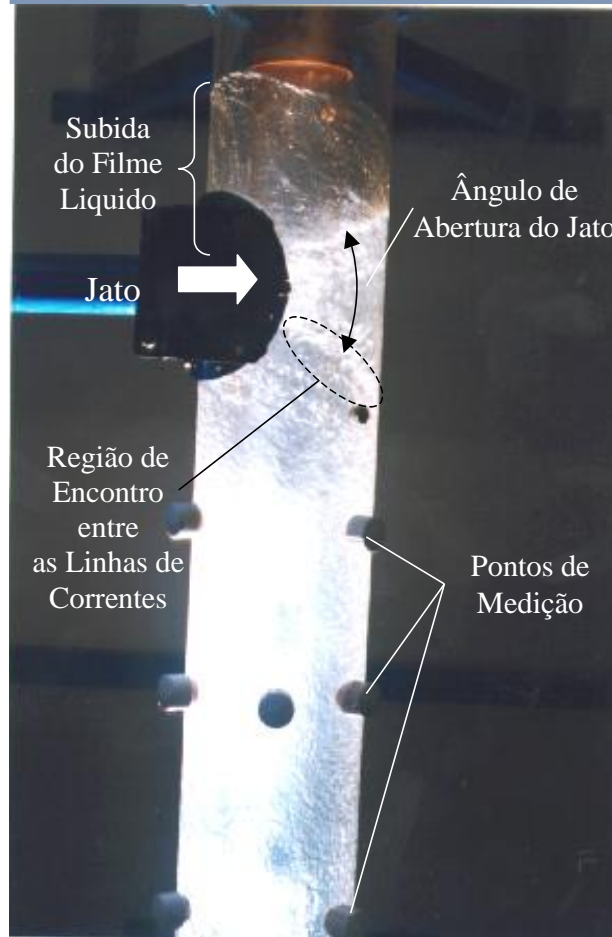


# Exemplos continuação...

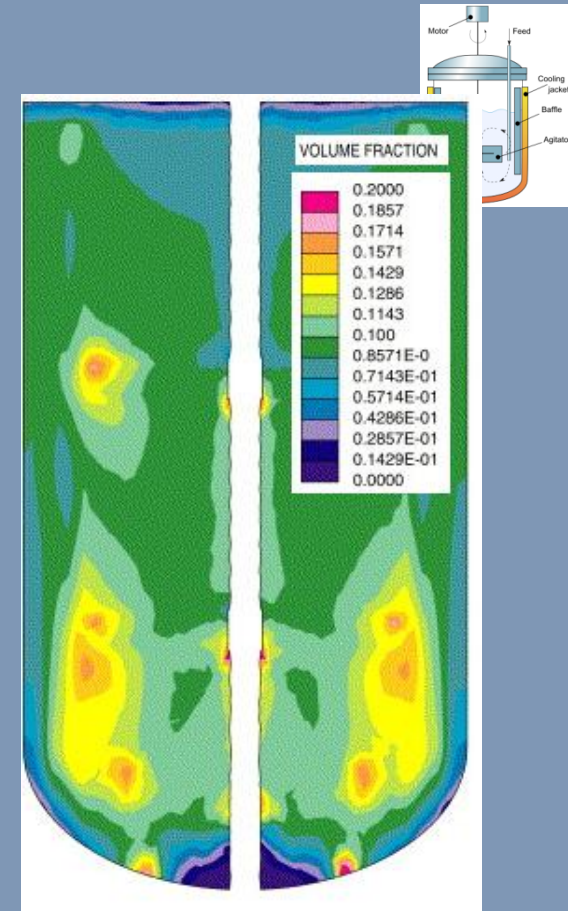
## CANAL SUP. LIVRE



## HIDROCICLONE



## REATOR GAS-LÍQ



Escoamentos gás-líquido podem ser governados por uma diversidade de fenômenos tornando desafiador a sua modelagem.

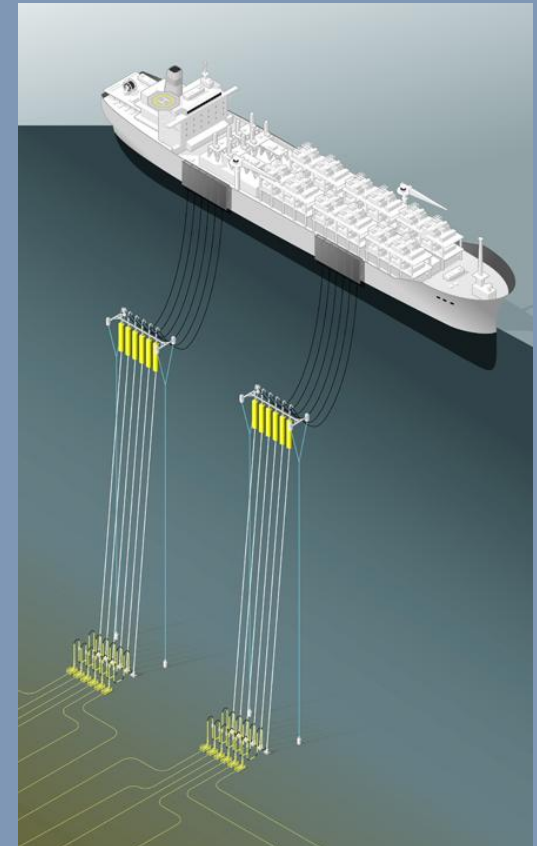
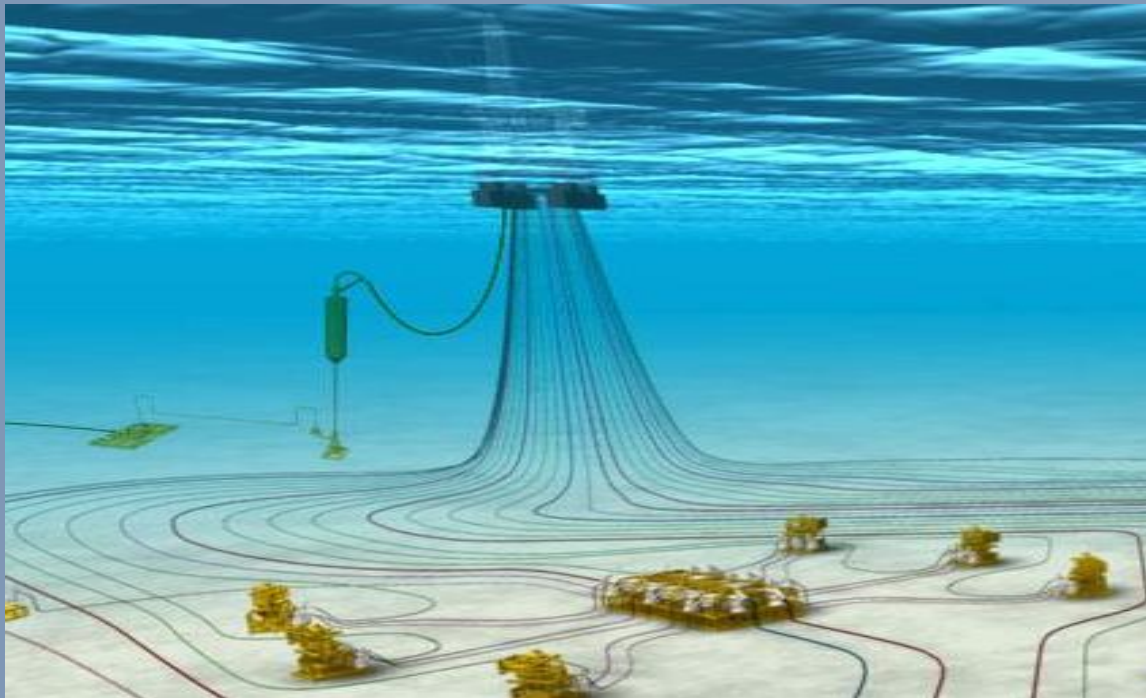


**The blind man and the elephant - wikipedia**

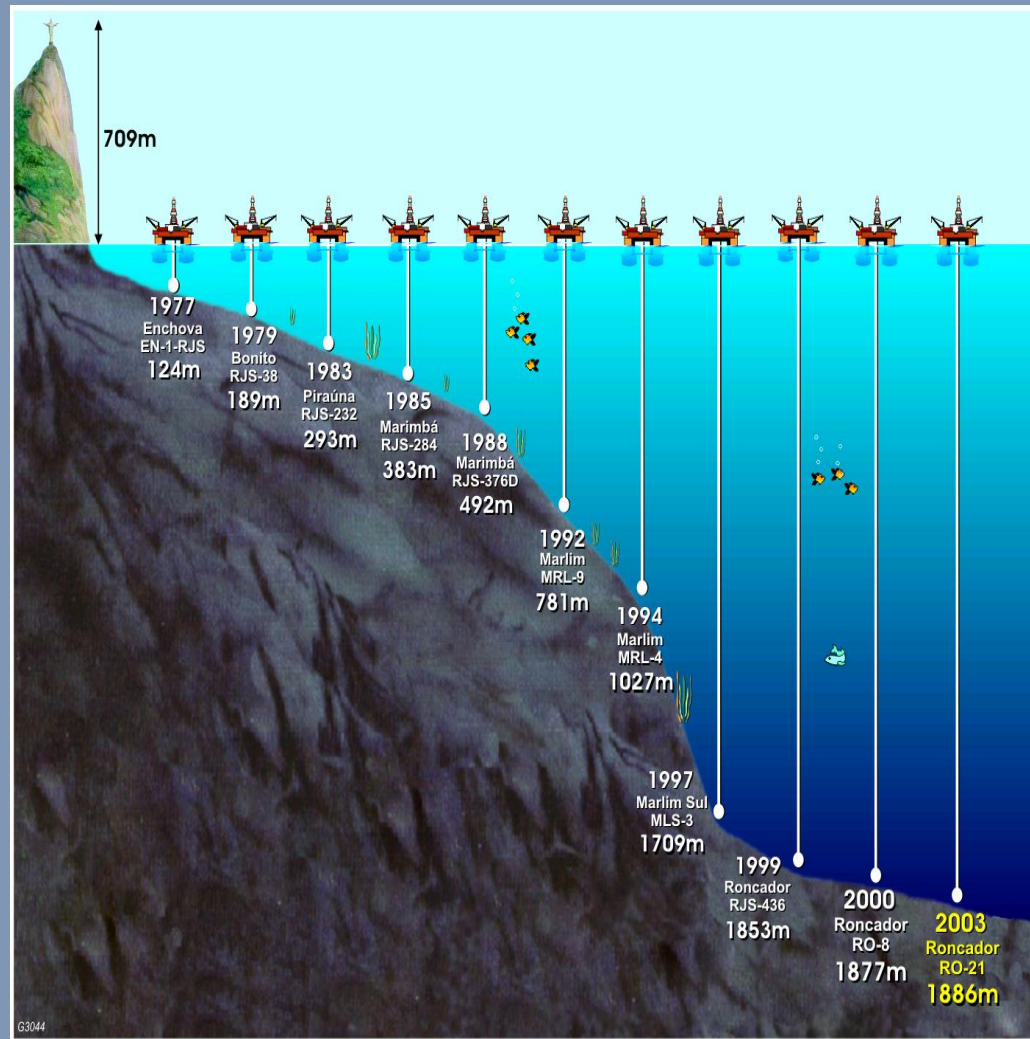


# Redefinindo o foco da apresentação

- Noções básicas de escoamento gás-líquido em tubulações.
- **Aplicação:** produção de óleo e gás

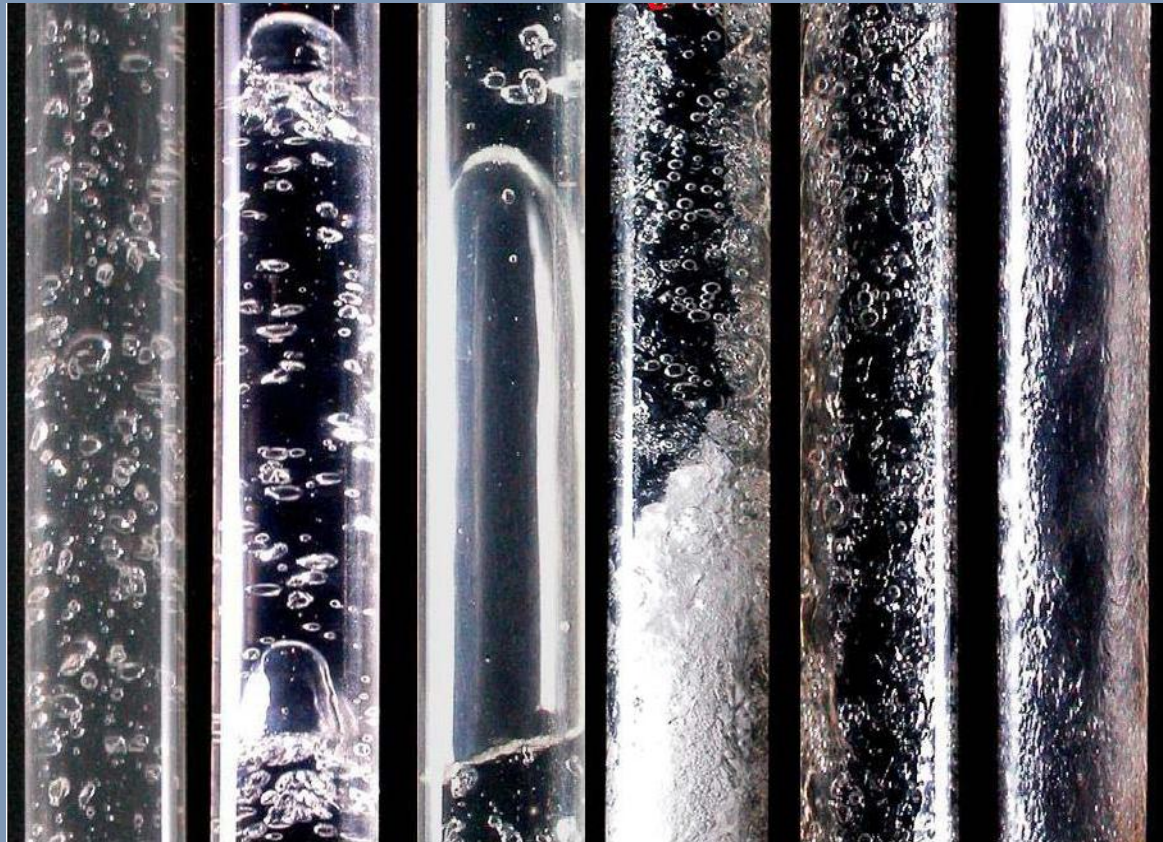


# EVOLUÇÃO DA PROFUNDIDADE DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO OFFSHORE NO BRASIL



# Mistura Bifásica Gás-Líquido

- Coexistem no escoamento as fases líquida e gás.
- A distribuição espacial das fases é classificada qualitativamente por padrões.



Gás  
Aumentando



# Métodos de Análise

## Escoamento Multifásico

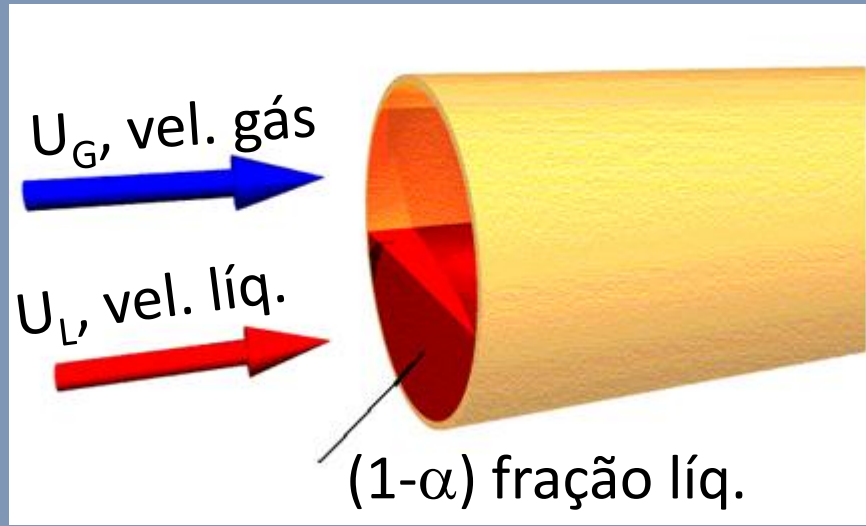
- Experimental – observa, realiza medidas e em condições controladas de laboratório.
- Fenomenológica ou Mecanicista – uso de modelos físicos simples que possibilitam uma solução analítica/numérica do problema (Shoham e Wallis).
- Equações Médias – reduzem a complexidade do processamento computacional realizando um processo de média nas equações de transporte .
- CFD – resolve as equações de transporte a partir dos princípios básicos de conservação (técnicas de seguimento de interface, VOF etc).

## 2. Conceitos básicos

- Variáveis 1D do Escoamento bifásico
- Modelo 1D de Deslizamento (drift)
- Modelo 1D Homogêneo



# Velocidades e Frações



Fração de gás  $\rightarrow \alpha = A_G/A$

Fração de líquido  $\rightarrow (1-\alpha) = A_L/A$

Vel. Superficial Líq.  $\rightarrow J_L = U_L (1-\alpha) = Q_L/A$

Vel. Superficial Gas  $\rightarrow J_G = U_G \alpha = Q_G/A$

Vel. Mistura  $\rightarrow J = J_L + J_G$

Vel. Deslizamento  $\rightarrow U_{G,J} = U_G - J$

# Relação Cinemática de Deslizamento

- Marco histórico na área ([Zuber e Findlay](#)). Relaciona a fração de vazio com a velocidade superficial:

$$U_G = \frac{J_G}{\alpha} = C_0 \cdot J + U_{G,J}$$

- $C_0$  e  $U_{G,J}$  são parâmetros .
- $U_G$  é representado pela soma de dois componentes:
  - transporte por  $J$
  - Parcela de deslizamento



# Os parâmetros $C_0$ e $U_{G,j}$

- Padrão bolhas dispersas:  $0.9 < C_0 < 1.2$ , o parâmetro é dependente do perfil de  $\alpha$  (core-peak ou wall-peak) e do tamanho da bolha;  $U_{G,j}$  depende do regime da bolha (stokes, newton, distorcido, etc) usualmente expresso em função de  $C_D$ :
$$U_{G,j} = (1 - \langle \alpha \rangle) \sqrt{\frac{4}{3} \frac{d_p}{C_D} \frac{\Delta \rho}{\rho_f} g \text{Sen} \theta}$$
- Padrão Golfadas:  $C_0 \cong 1.2 (\pm 0.1)$  para regime turbulento;  $U_{G,j}$  dependência: ângulo de inclinação  $\theta$ ,  $Re$ ,  $Eo$ . Para escoamento vertical ar-água,  $d > 25\text{mm}$ :

$$U_{G,j} = 0.345 \sqrt{\frac{\Delta \rho}{\rho_f} g d}$$

# Os parâmetros $C_0$ e $U_{G,j}$

- Padrão anular: este é padrão já possui as fases separadas!  
 $\alpha$  é determinado a partir de um balanço de forças:

$$-\frac{\tau_{wf}S_{wf}}{(1-\langle\alpha\rangle)A} + \frac{\tau_iS_i}{(1-\langle\alpha\rangle)\langle\alpha\rangle A} - (\rho_f - \rho_p)g_z = 0$$

as tensões dependem das velocidades das fases e do  $\alpha$

- Ishii expressa  $C_0$  por meio de uma solução aproximada da eq. acima,  $C_0 \cong 1$  e propõe  $\langle v_{p,j} \rangle^\alpha = 0$ .

# Relação de Fechamento para $\alpha$

- A fração de vazio pode ser estimada pela relação de Zuber & Findlay :

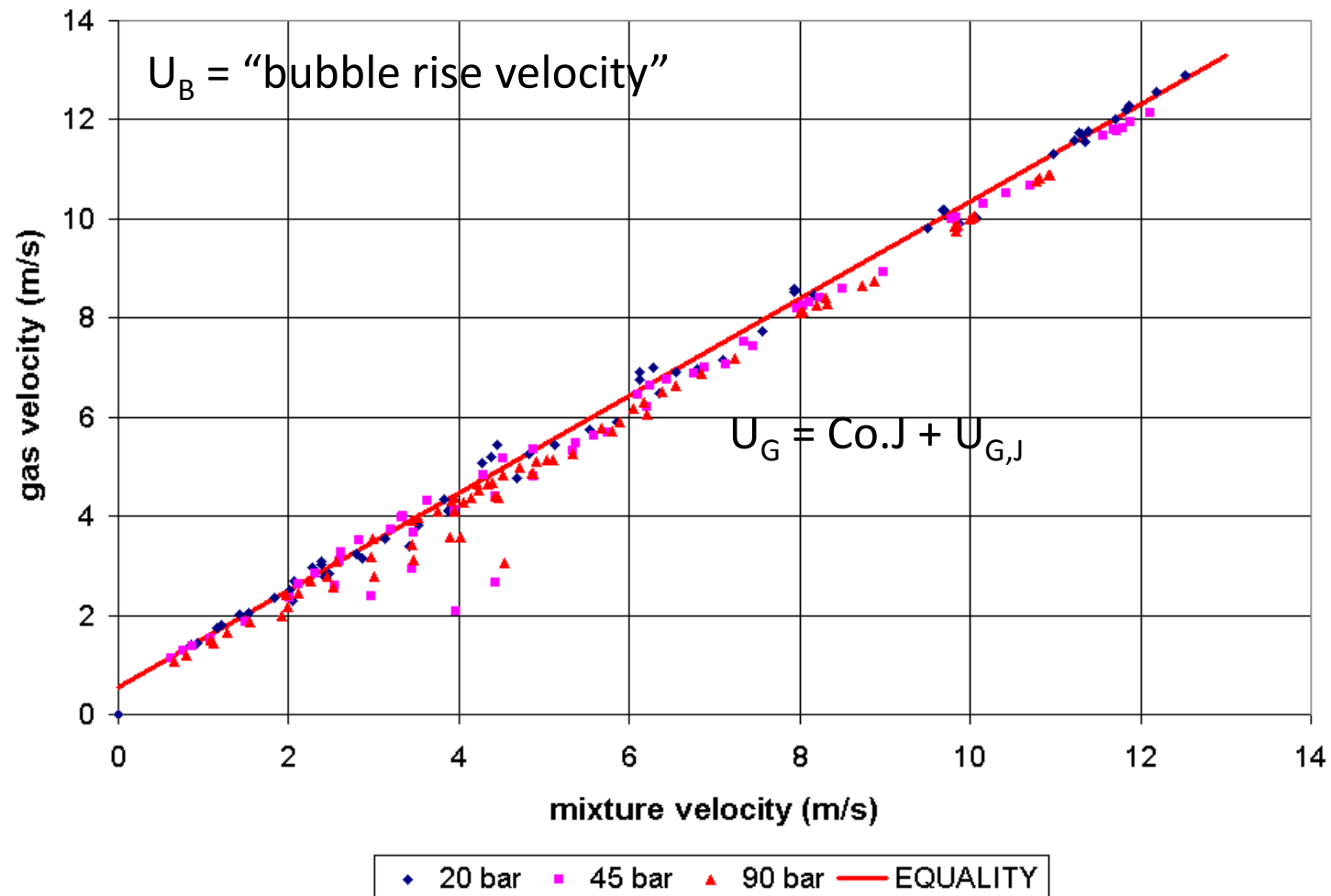
$$\alpha = \frac{J_G}{C_0 \cdot J + U_{G,J}}$$

- Sendo que as velocidades estão relacionadas com as vazões volumétricas da seção

$$J_G = \alpha U_G \equiv \frac{Q_G}{A} \quad \text{e} \quad J_L = (1 - \alpha) U_L \equiv \frac{Q_L}{A}$$



# Verificação para escoamento em bolhas dispersas



# Escoamento Homogêneo

- Quando as fases estão fortemente acopladas , não há movimento relativo entre elas, portanto  $U_G = U_L = J$  então  $C_0 = 1$  e  $U_{G,J} = 0$ . Neste caso:

$$\frac{J_G}{\alpha} = \cancel{C_0} \cdot J + \cancel{U_{G,J}} \longrightarrow \alpha_h = \frac{J_G}{J}$$

- Comparando  $\alpha_h$  contra  $\alpha$  encontra-se:

$$\longrightarrow \frac{\alpha}{\alpha_h} = \frac{1}{C_0 + U_{G,J}/J} \leq 1$$

- $\alpha_h$  pode ser tomado como um limite superior de  $\alpha$ . Isto é, se vc encontrar  $\alpha > \alpha_h$  verifique seus cálculos!
- Há exceções onde  $C_0 \sim 0.9$  (bolhas) e pode ser que  $C_0 + U_{G,J}/J < 1$

### 3. Mapas de Padrões Gás Líquido

- Mapa padrão para escoamento vertical e mecanismos de transição.
- Mapa de padrão para escoamento horizontal e mecanismos de transição .

# Padrões Gás Líquido

- Padrões de escoamento são descritores linguísticos que descrevem como o arranjo das fases gás e líquido está distribuídos espacialmente ou temporalmente.
- Bolhas, intermitente e anular são alguns dos descritores empregados para escoamentos de gás e líquido.

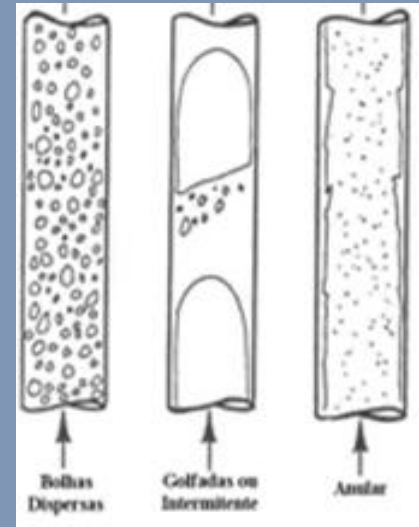
Bolhas distorcidas



Slug, golfada ou intermitente



Anular



- Pode-se associar a cada arranjo de fases (padrões) forças interfaciais que por sua vez vão definir o escoamento bifásico.

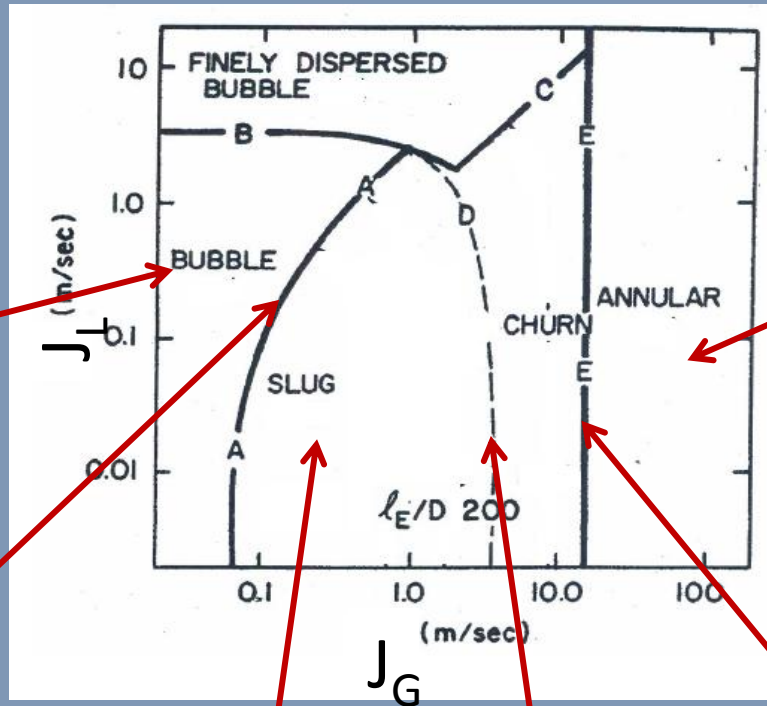
# Mapas para Padrões Gás Líquido

- Mapas de padrões são cartas que identificam a transição entre um padrão e outro por meio da velocidade das fases.
- Uma **transição** entre padrões ocorre quando o padrão vigente se torna **instável**.
- Transições entre padrões são definidas por **análise de estabilidade do escoamento** que depende de:
  - força  $g$ ,
  - da geometria (diâmetro, rugosidade, inclinação),
  - propriedades do escoamento ( $P$ ,  $T$ ,  $z_i$ , vazões)
  - e propriedade dos fluidos ( $\rho$ ,  $\mu$ ,  $\sigma$ ).



### 3.1 Mapa Vertical – Taitel (1980)

Identificação Padrões – ar-água,  $\phi$  26mm, Le/D 200



Bolhas distorcidas



Capa esférica  
Transição B-S



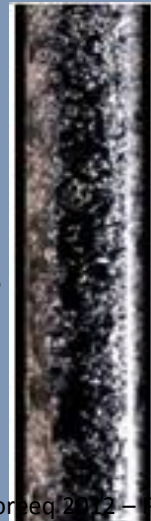
Slug



Slug Instável



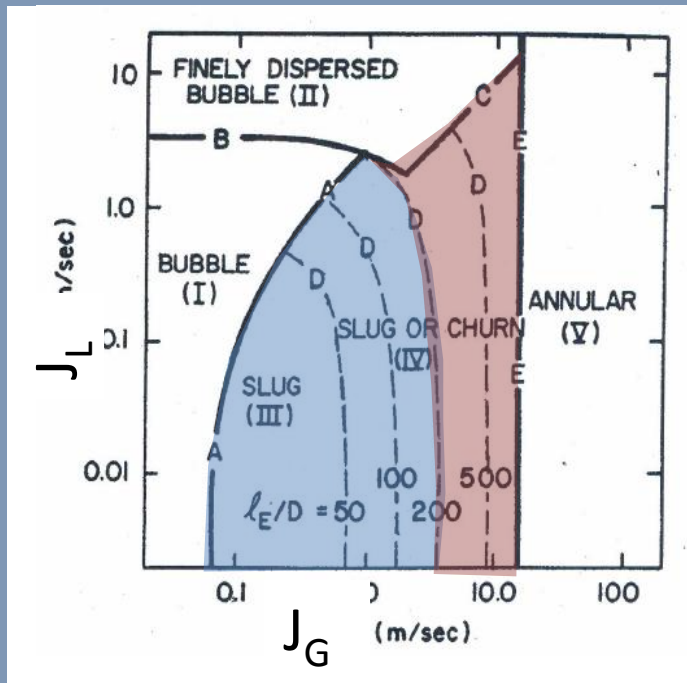
Semi Anular  
Transição S-A



Anular



# 3.1 Mapa Padrão Escoamento Vertical



Churm – um regime agitado, próximo ao injetor que eventualmente atinge o padrão slug (Taitel 1980).

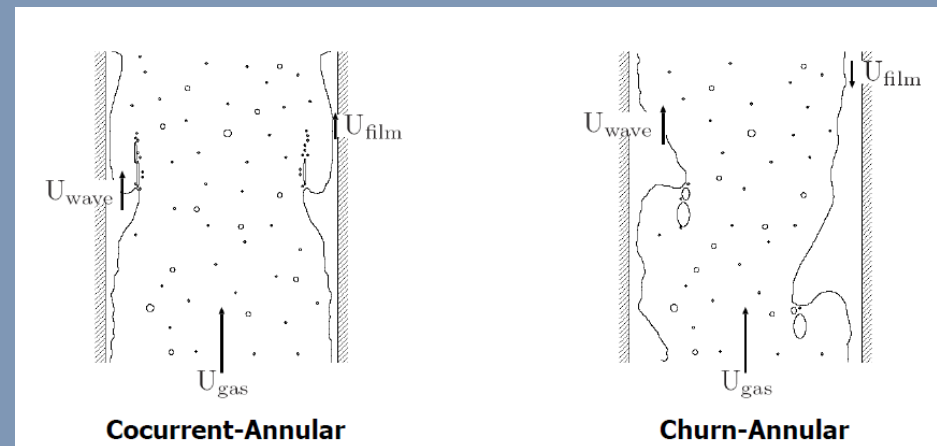
Churn – um regime de transição entre o slug e o anular. Hewitt & Jayanti (1993) definiram os sub-padrões slug-churn (slug instável) e churn-anular (semi-anular).

Exemplo:

distância injetor  $l_E/d=200$

$(J_L, J_G)$  área azul -> slug

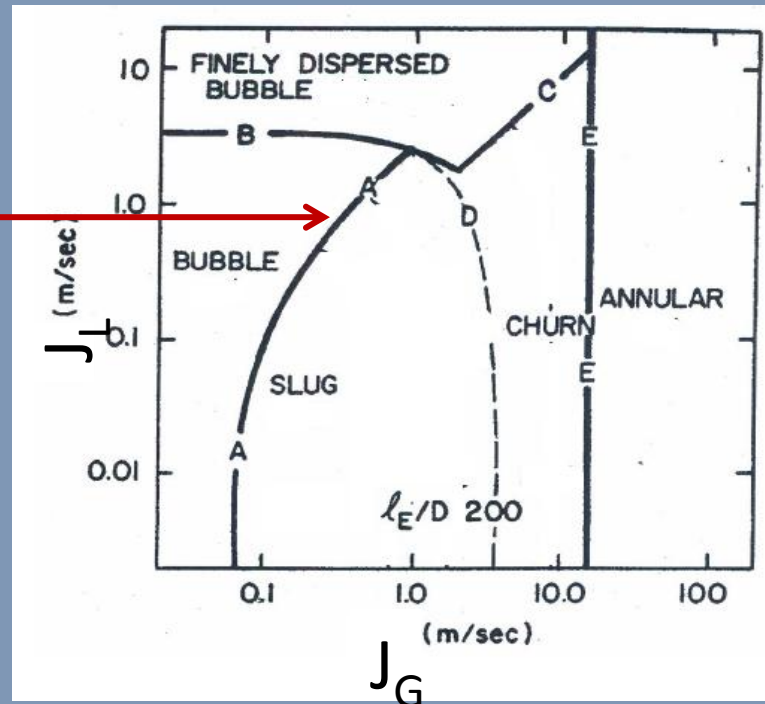
$(J_L, J_G)$  área vermelha -> churn



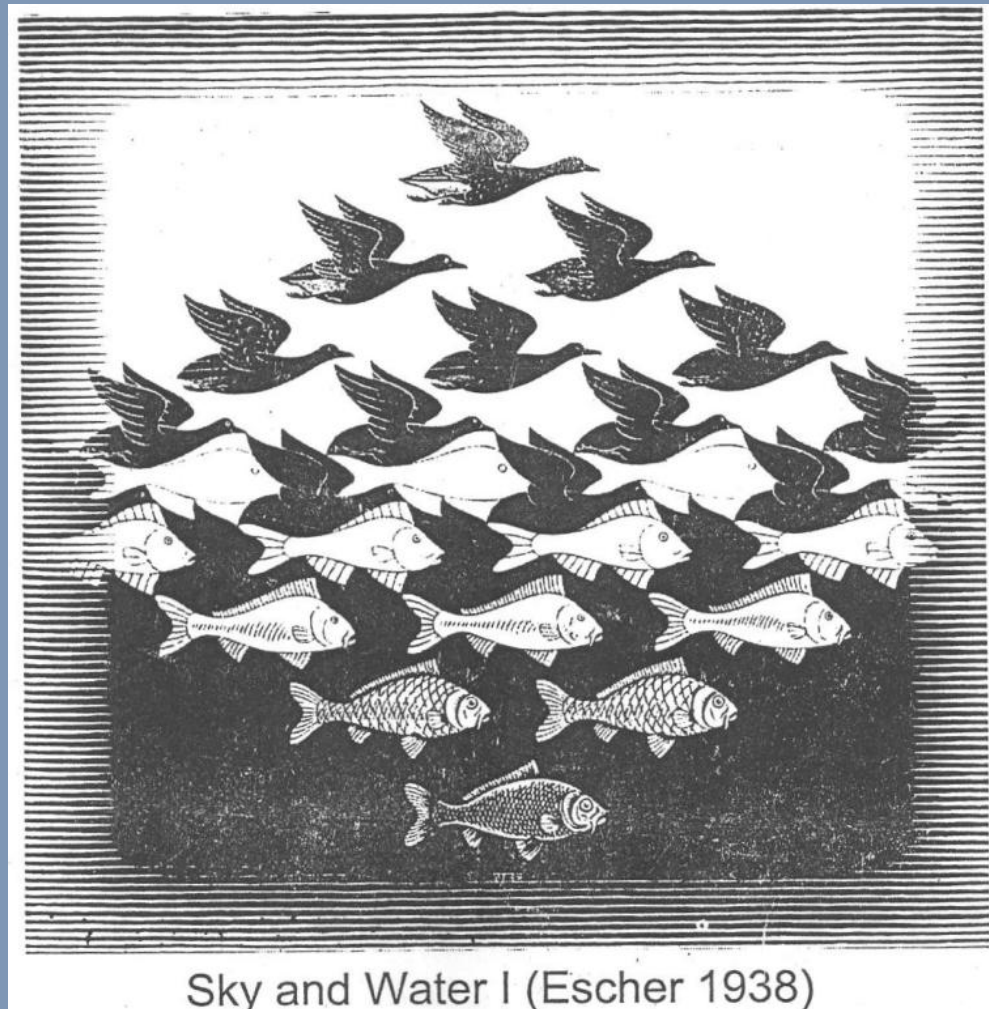
# 3.1 Interpretação das linhas de transição

- O padrão muda continuamente e não aos saltos ao cruzar a linha como sugere o mapa!
- A linha é uma indicação da região onde ele muda, p. ex., de bolhas para intermitente note porém que existe o capa esférica entre estes dois padrões.

Capa esférica  
Transição B-S



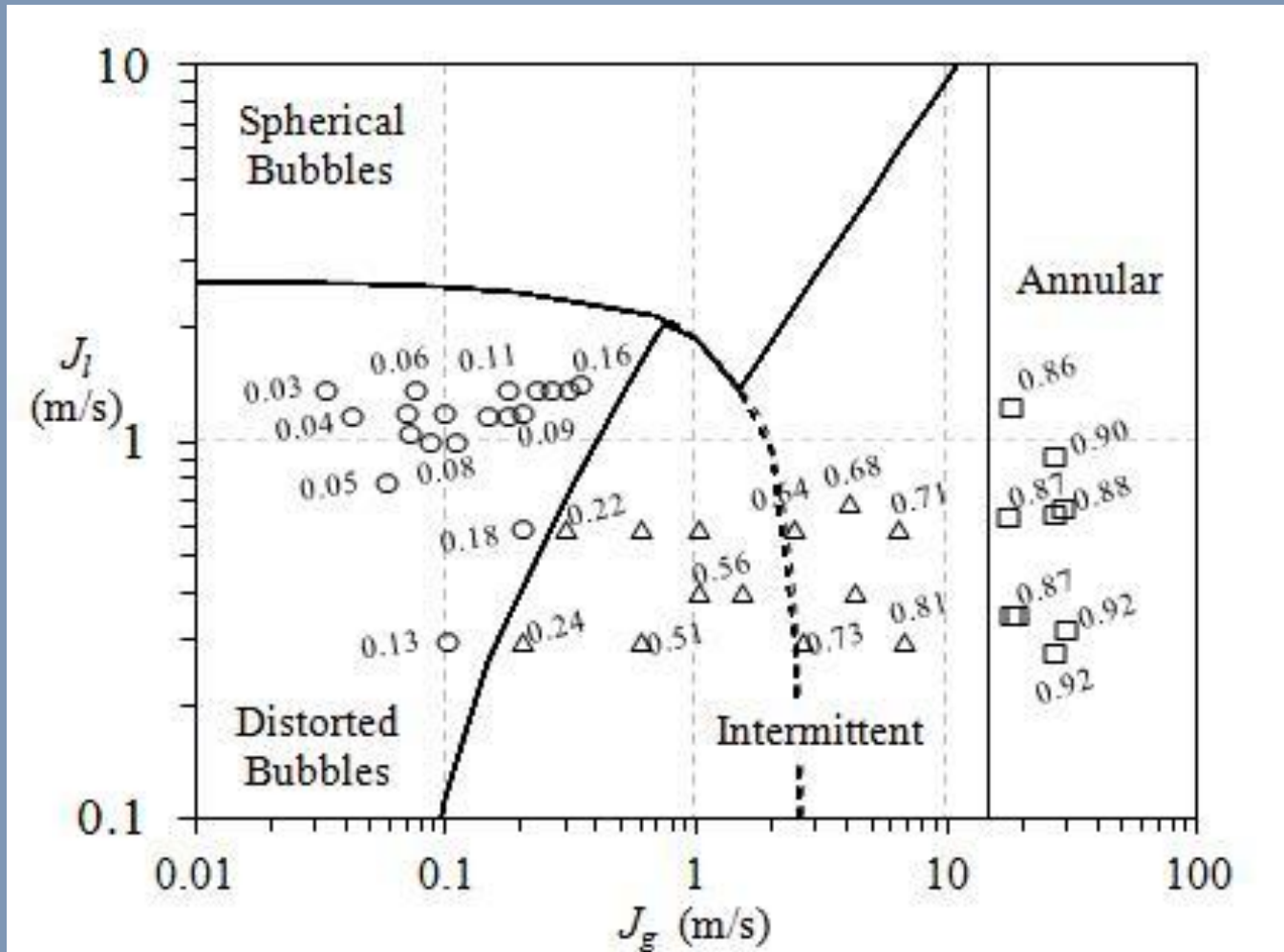
# Interpretação das linhas de transição



- Se você não se convenceu de que é difícil identificar uma transição tente você mesmo definir uma p/ a figura abaixo!

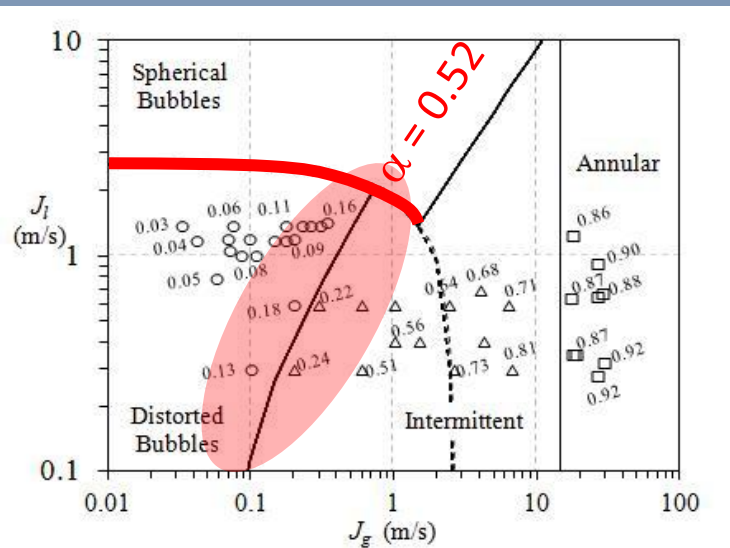
# Mapa Vertical & Fração Vazios

- Mapas poderiam ser feitos em termos da fração de vazios ou mesmo do gradiente de pressão (Shohan, 2005)





# Como se Criam Slugs – Esc. Vertical?

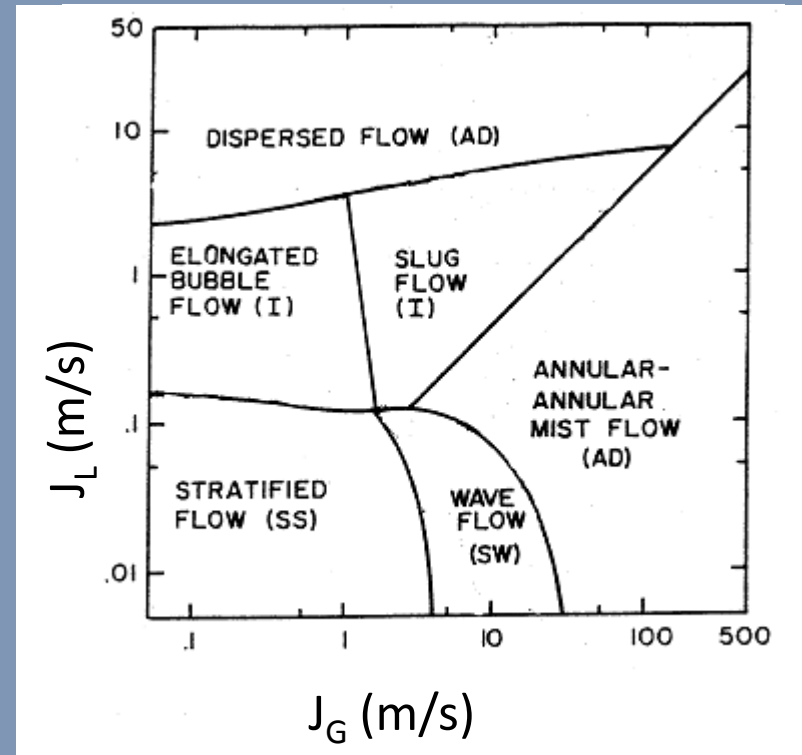
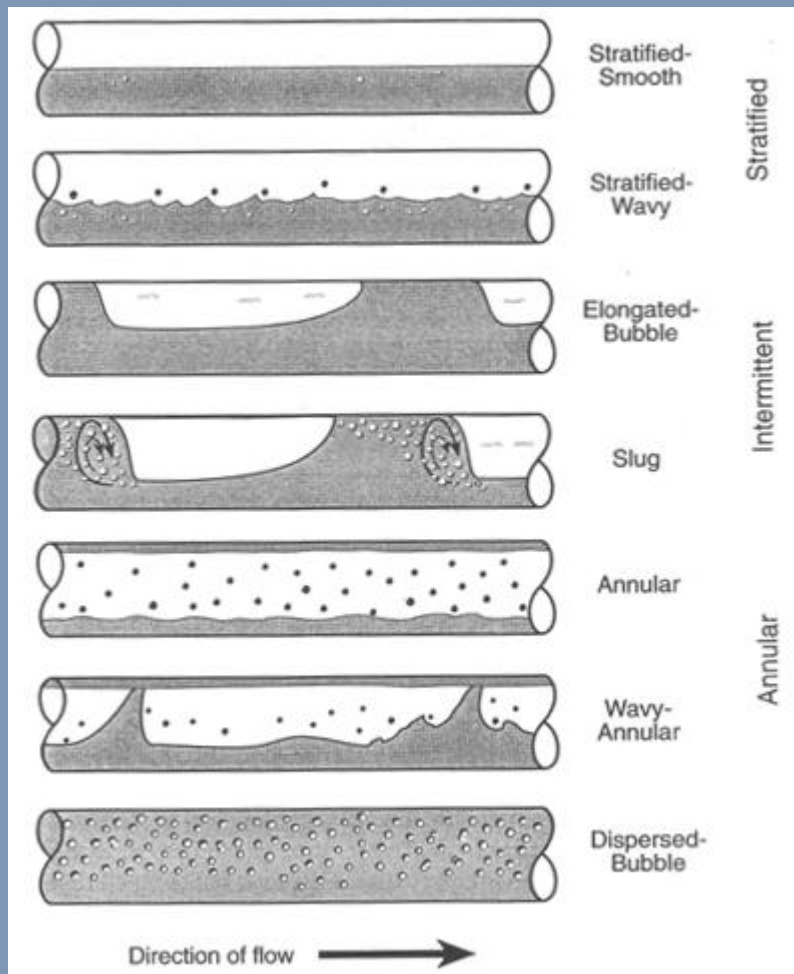


- O aumento da concentração de gás faz com que as bolhas coalesçam formando bolhas alongadas ( $\alpha > 0.25$ , Taitel 1980).
- Disputa entre turbulência (quebra de bolha) e coalescência.
- máximo empacotamento  $\alpha = 0.52$  e escoamento homogêneo
- Tubulações com diâmetros superiores a 100mm (4") não formam slugs; transicionam bolhas->agitado->anular (Azzopardi, 2008)
- Fenômeno não capturado pelo mapa e também pouco estudado (transições, estabilidade da bolha etc)

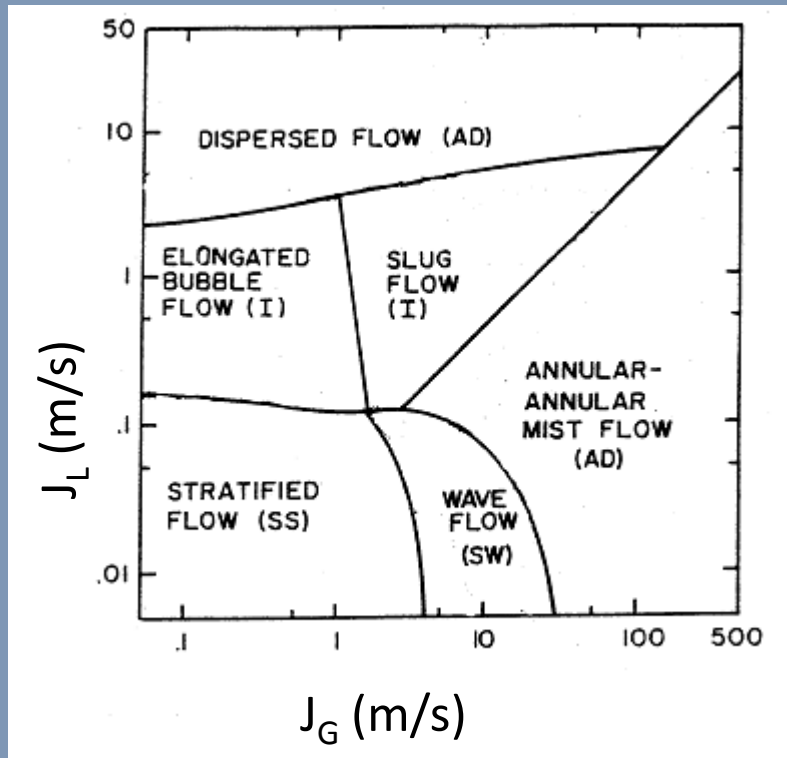


## 3.2 Mapa Horizontal – Taitel (1976)

### Identificação Padrões – ar-água, $\phi$ 25mm

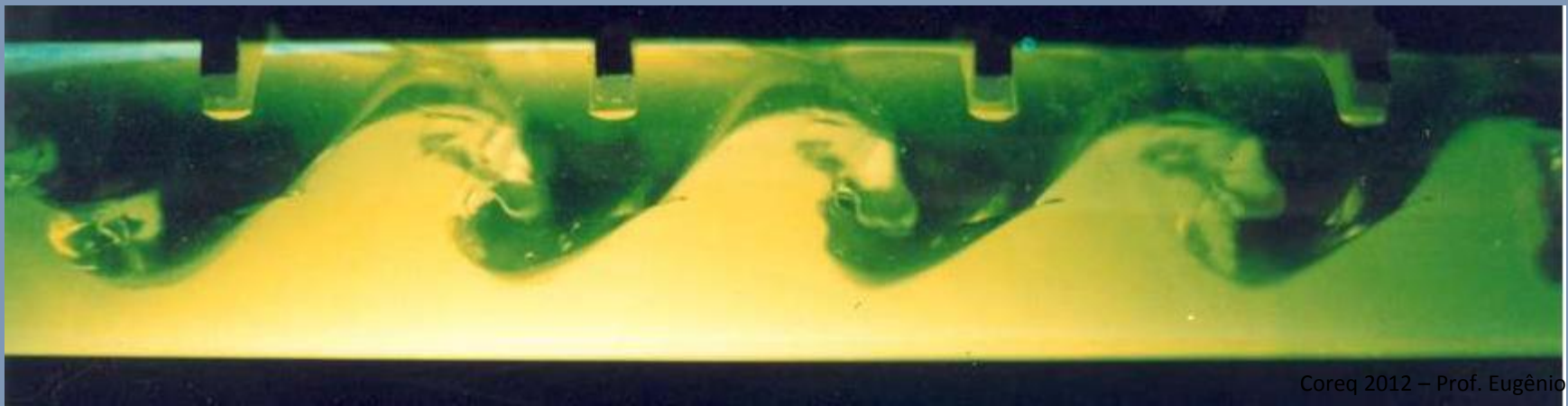


## 3.2 Como se criam Slugs – esc. horizontal?



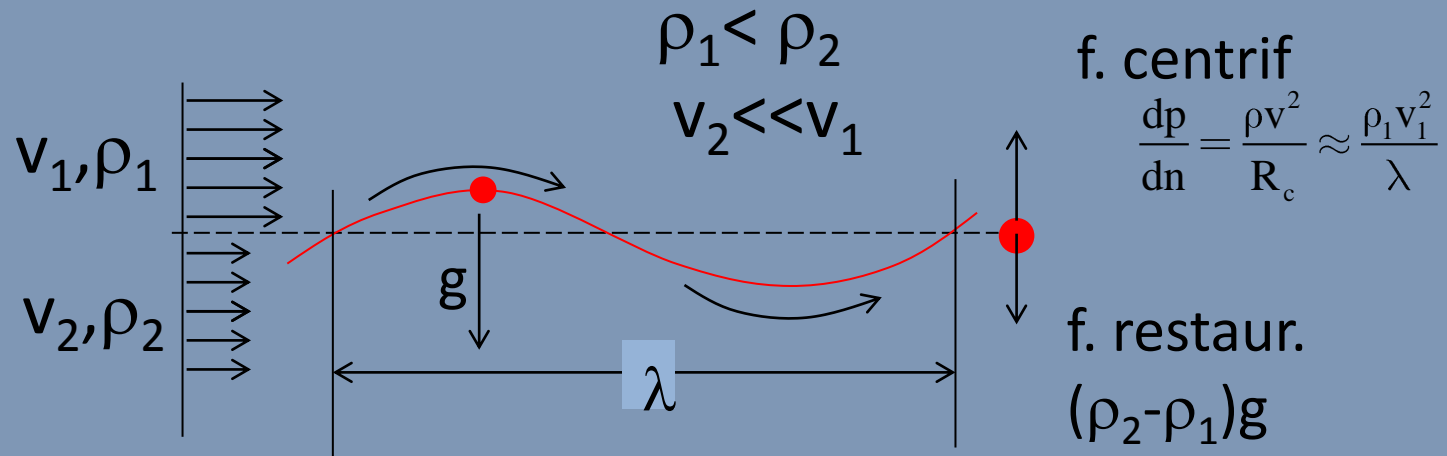
Em escoamentos quase horizontais, quando o gás aumenta ele deixa de ser estratificado e passa a ser ondulado.

As ondas que se formam devem-se a instabilidade de Kelvin Helmholtz. Quando elas tocam a parte superior do tubo elas 'prendem' uma bolsa de gás que eventualmente vão se segregando e formam os slug



## 3.2 O que é instabilidade de Kelvin-Helmholtz?

Ela ocorre quando há o escoamento entre duas correntes paralelas (com ou sem viscosidade) submetido a uma perturbação (onda) inicial.



A condição para o início da instabilidade:

$$\rho_1 v_1^2 / \lambda > \rho_2 g$$

O exemplo mais familiar é o vento sobre águas calmas. As menores ondulações são amplificadas para pequenas ondas e eventualmente para ondas que quebram formando espumas brancas. Veja revisão em [Funada & Joseph \(2001\)](#)

# 4. Padrão Golfadas

**Definições:** 'slug' ou 'intermittent' (inglês); golfadas de líquido ou intermitente.

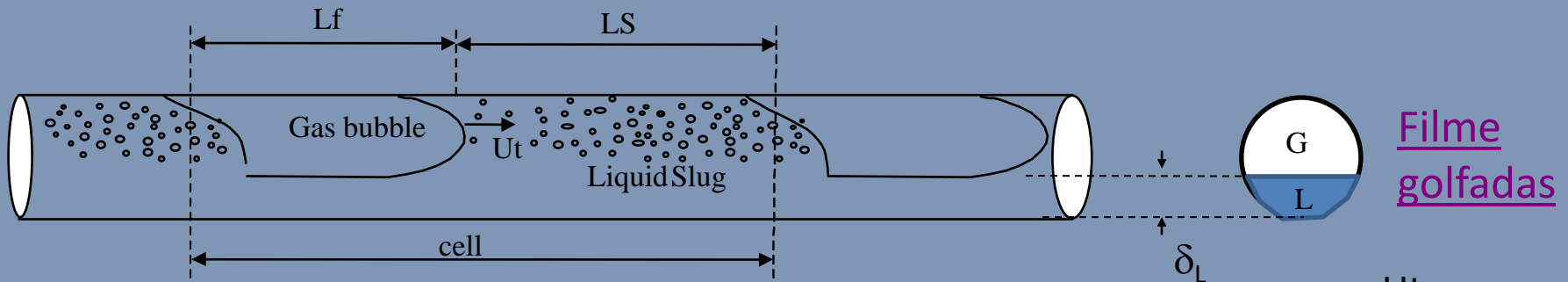
– **Sub definições:** 'slug' (pistão aerado), 'plug' (pistão não aerado p/ horizontal).

- Características do padrão golfadas
- Velocidade nariz da bolha
- Linhas de corrente e perfis de velocidades
- Mecanismo interação entre bolhas
- Coalescência
- Perfis de bolhas
- Fração de líquido no pistão e mecanismos de aeração

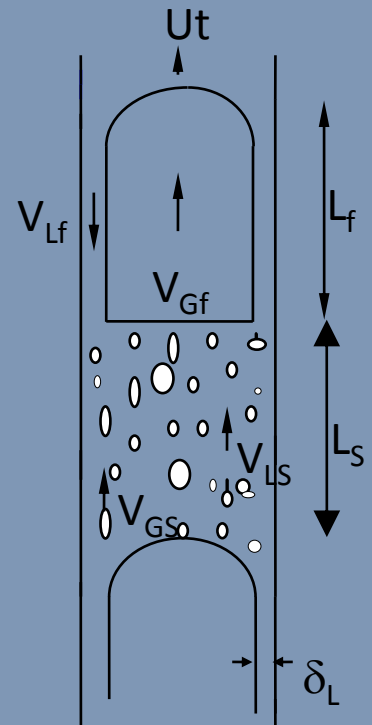
**Referências gerais:** 'annual review Fabre' e 'Slug flow Fabre'.

# 4.1 Slug Flow: características & nomenclatura

Sequencia de pistões de líquido seguidos por bolhas alongadas. Ele ocorre em tubulações horizontais, verticais e inclinadas:

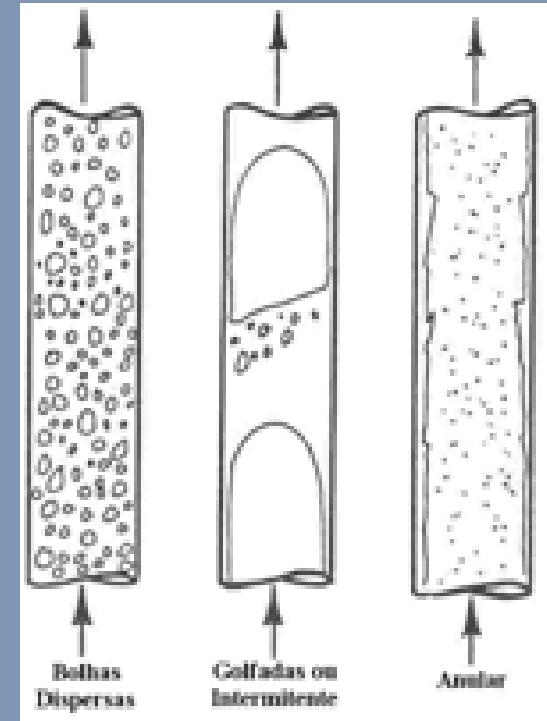


- $L_f$  → comprimento filme de líquido
- $L_S$  → comprimento pistão de líquido
- $\delta_f$  → espessura filme de líquido
- $R_f$  → fração líquido no filme
- $R_S$  → fração líquido no pistão
- $U_t$  → velocidade translação nariz da bolha
- $V_{Gf}$  → vel. gás na bolha
- $V_{Lf}$  → vel. líquido no filme
- $V_{GS}$  → vel. gás no pistão
- $V_{LS}$  → vel. líquido no pistão



# 4.1 SLUG FLOW: *características*

1. O 'slug flow' é um padrão com a alternância no espaço e no tempo dos pistões de líquido (*padrão bolhas dispersas*) e a bolha alongada (*padrão fases separadas – anular*)
2. A intermitência entre pistão e bolha é **irregular** (não periódica) **no espaço e no tempo**;
3. Ou, as bolhas e pistões não ocorrem com tamanhos e periodicidade definidas.
4. Há interações cinemáticas e dinâmicas entre as sucessivas bolhas e pistões que introduzem flutuações de tamanhos e velocidades.

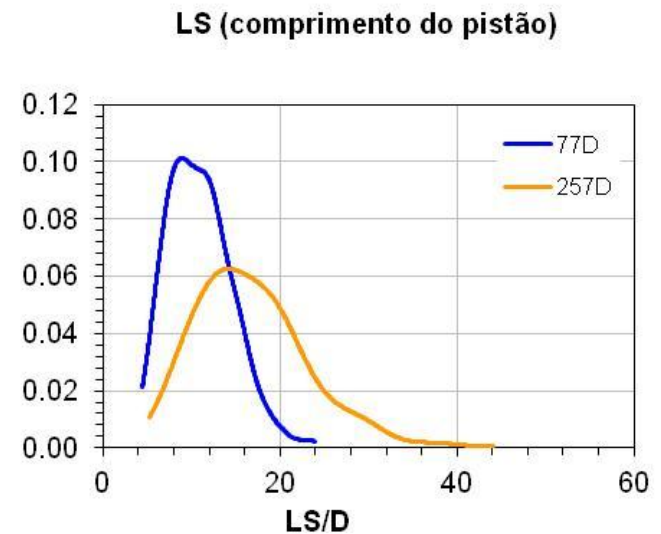
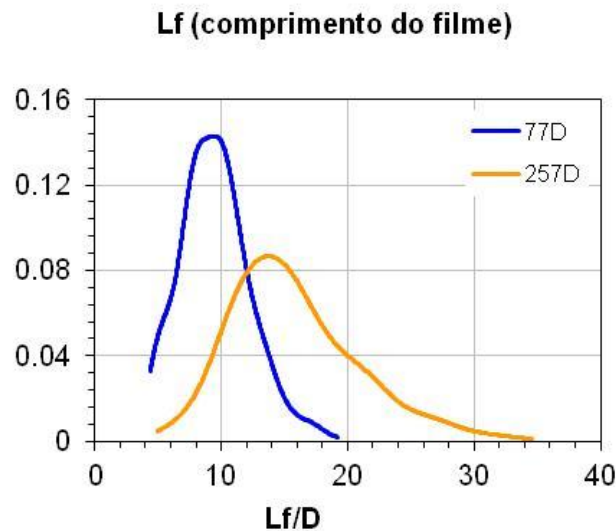
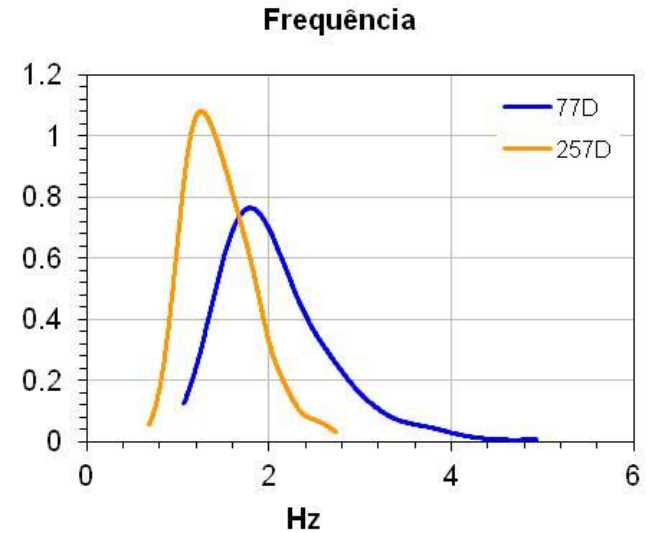
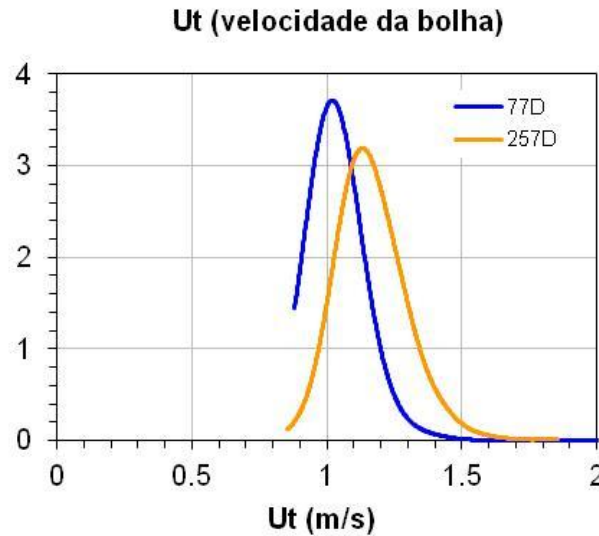




# 4.1 Irregularidade das golfadas

Luiz Gomez 2010

Escoamento vertical ascendente (ar-água),  
diâmetro 26mm,  $J_L = 30$  cm/s &  $J_G = 60$  cm/s



## 4.2 Velocidade Translação do Nariz da Bolha

- O nariz da bolha viaja mais rápido que todos os outros elementos do escoamento.
- Seu modelo cinemático é ‘parecido<sup>1</sup>’ com a relação de ‘drift flux’ apresentada.

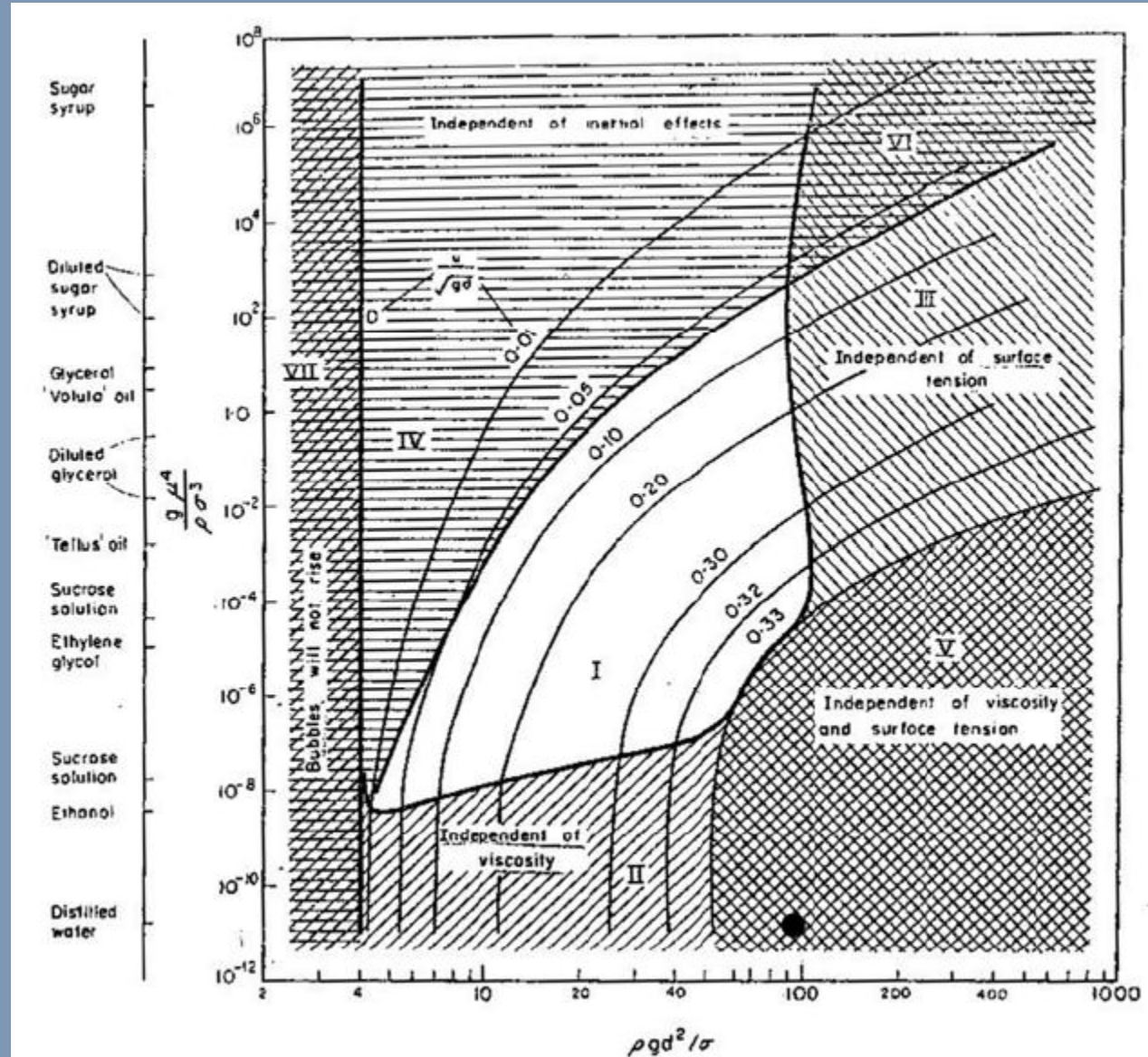
$$U_t = C_0 J + C_\infty \sqrt{g \cdot D \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L} \right)}$$

- $C_\infty$  é a velocidade de deslizamento
- $C_0$  é o parâmetro de distribuição

(1) Veja [Ferraz \(2012\)](#)

## 4.2 Parâmetro de deslizamento, $C_\infty$

- Para água e diâmetros maiores que 30mm  $C_\infty$  é constante.
- Vertical  $C_\infty = 0.34$
- Hor.  $C_\infty = 0.54$
- Informações adicionais em: Gomez (2010), Fabre (1992), Viana & Joseph (2003) e Clift, Grace and Weber 1978.



Escoamento vertical, White e Beardmore 1962

## 4.2 Parâmetro de Distribuição, $C_0$

- É definido de forma aproximada como sendo a razão entre as velocidades média e máxima do líquido na tubulação [Nicklin \(1962\)](#), [Polonsky \(1999\)](#).

$$C_0 \cong \frac{U_{\text{Max}}}{\bar{U}} \Rightarrow \begin{cases} \text{Re}_J < 1000 \rightarrow C_0 \cong 2.0 \\ \text{Re}_J > 1000 \rightarrow \begin{cases} \textit{vertical} \rightarrow C_0 \cong 1.2 \\ \textit{horizon} \rightarrow C_0 \cong 1.0 - 1.2 \end{cases} \end{cases}$$

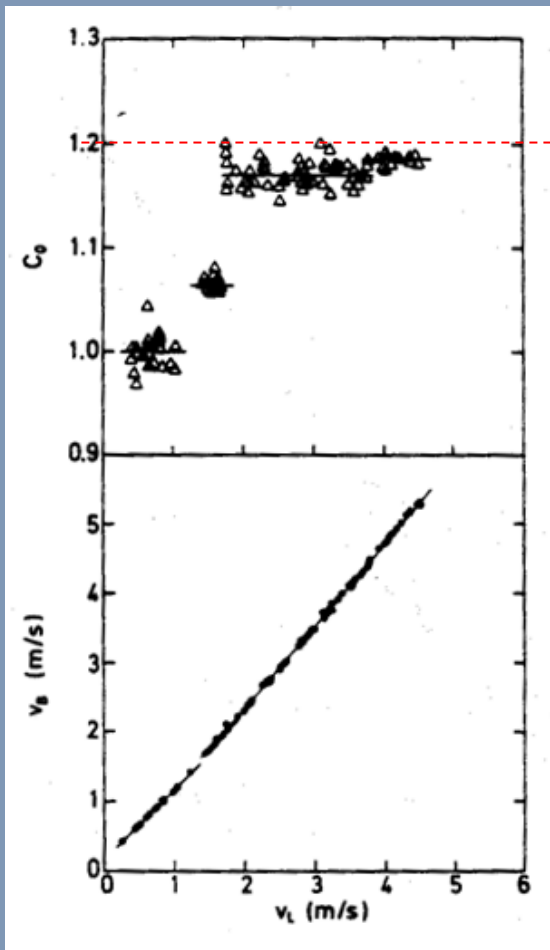
- [Bendiksen \(1984\)](#) propõe uma dependência com Froude definido por  $J/(gD)^{0.5}$
- Informações adicionais em Gomez (2010) e [Fabre \(1992\)](#)

# C<sub>0</sub> e C<sub>∞</sub> sem efeitos da tensão superficial e para líquidos com viscosidade baixa

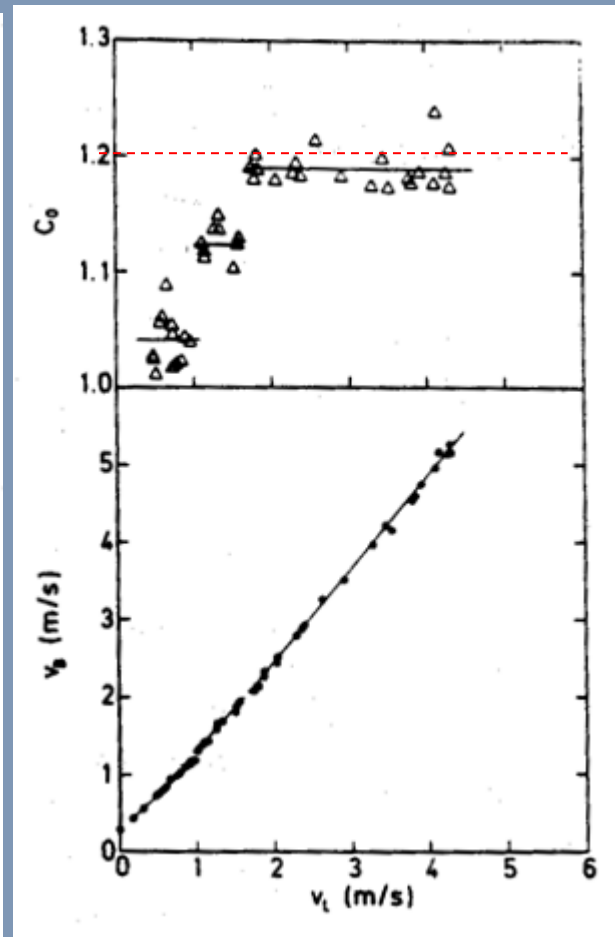
Author	$V_B = C_0 j + C_1 \sqrt{gD}$		Re	Geometry
	C <sub>0</sub>	C <sub>1</sub>		
Nicklin et al. (1962)	1,2	0,351	> 8000	Vertical
Dukler e Hubbard (1975)	$1,022 + 0,021 \ln Re_j$	-	30000 to 400000	Horizontal
Ferré (1979)	1,10 $Fr_j \leq 2,26$	0,44 $Fr_j \leq 2,26$		Horizontal
	1,30 $2,26 < Fr_j < 8,28$	0 $2,26 \leq Fr_j < 8,28$		
	1,02 $Fr_j \geq 8,28$	3 $Fr_j \geq 8,28$		
Bendiksen (1984)	$1,05 + 0,15(\sin\beta)^2$ $Fr_{j_L} < 3,5$	$0,54 \cos\beta + 0,35 \sin\beta$ $Fr_{j_L} < 3,5$		Horizontal and Vertical
	1,2 $Fr_{j_L} \geq 3,5$	$0,35 \sin\beta$ $Fr_{j_L} \geq 3,5$		
Dukler et al. (1985)	1,225	-	> 8000	Horizontal and Vertical
Théron (1989)	$1,3 - \frac{0,23}{\Gamma} + 0,13(\sin\beta)^2$	$\left(-0,5 + \frac{0,8}{\Gamma}\right) \cos\beta + 0,35 \sin\beta$		Horizontal and Vertical
Manolis (1995)	1,033 $Fr_j < 2,86$	0,477 $Fr_j < 2,86$		
	1,216 $Fr_j \geq 2,86$	0 $Fr_j \geq 2,86$		
Woods e Hanratty (1996)	1,1 $Fr_j < 3,1$	0,52 $Fr_j < 3,1$		Horizontal
	1,2 $Fr_j \geq 3,1$	0 $Fr_j \geq 3,1$		
Petalas e Aziz (1998)	$\frac{1,64 + 0,12 \sin\beta}{Re_j^{0,031}}$	-		Horizontal and Vertical
<b>Where:</b> $Fr_{j_L} = \frac{j_L}{\sqrt{gD}}$ ; $\Gamma = 1 + \left( \frac{Fr_j}{Fr_{crit}} \cos\beta \right)$ , with $Fr_{crit} = 3.5$ ; $Re_j = \frac{\rho_L j D}{\mu_L}$ ; $\beta$ = Pipe inclination from horizontal				



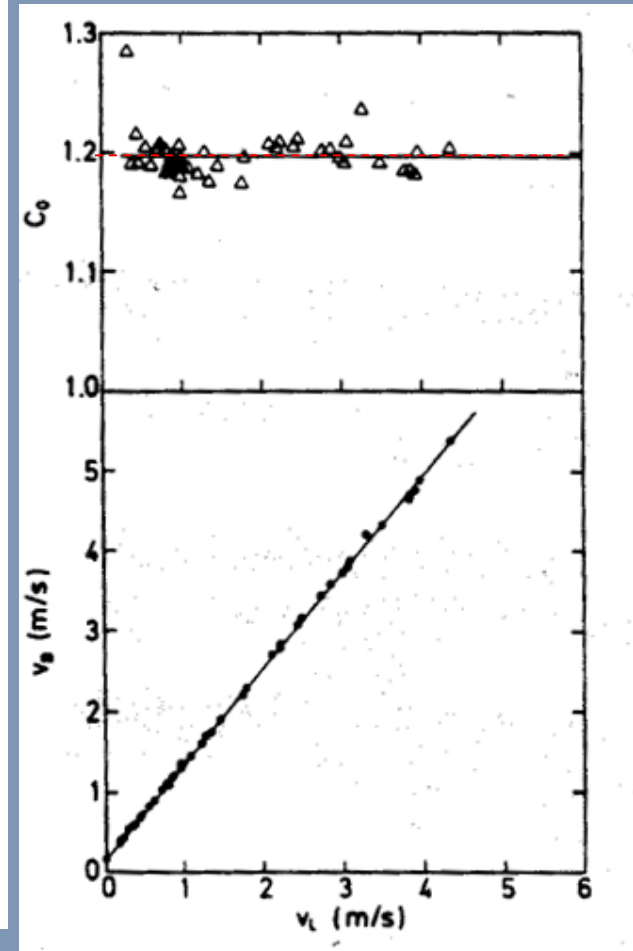
**Mito x Fato:**  $C_0 = 1.2$  não é uma constante universal!  
Veja espalhamento dos valores por Bendiksen,  $\pm 0.2$



$\theta=0^\circ$  &  $D = 24.2$  mm

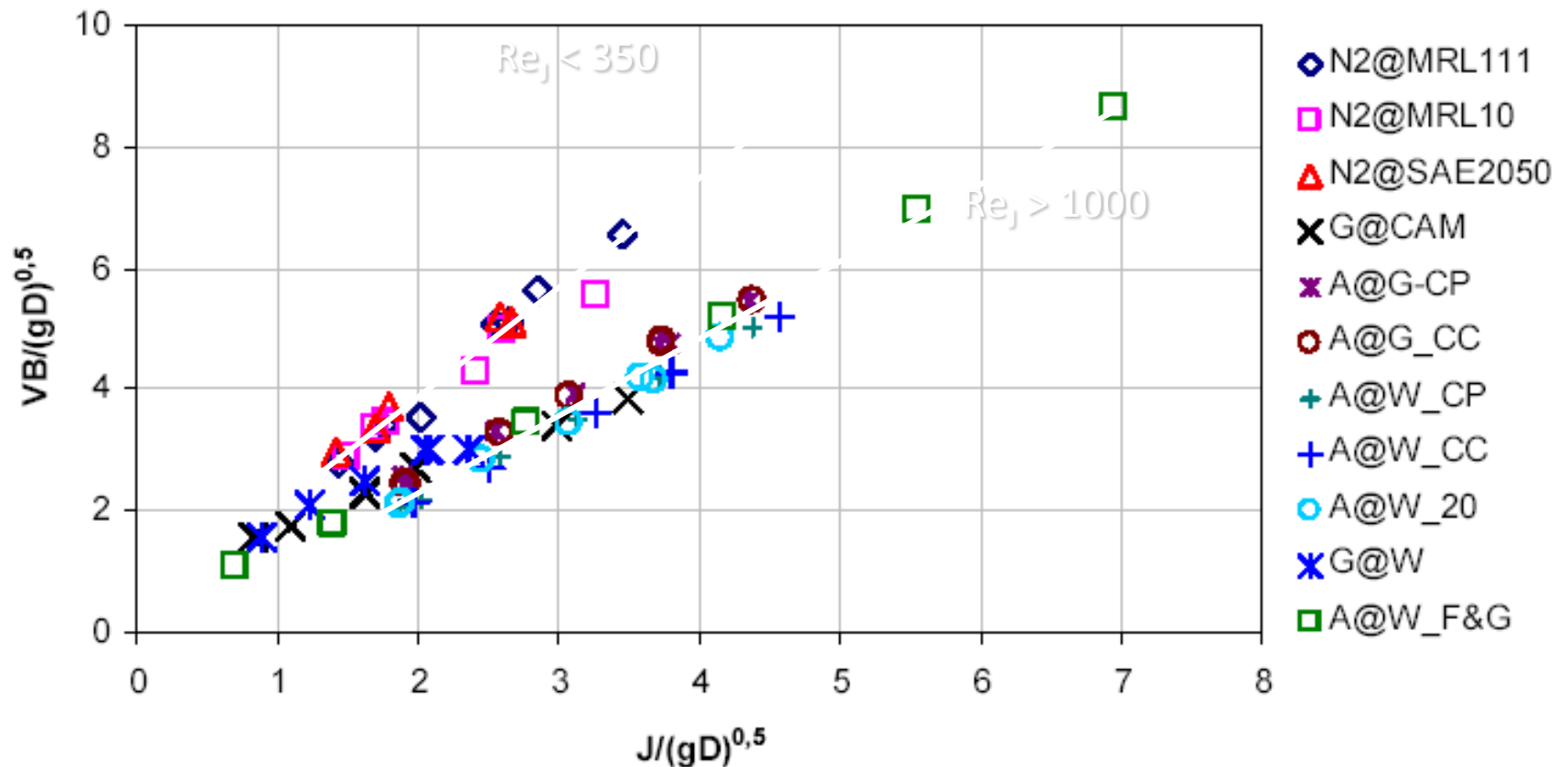


$\theta=30^\circ$  &  $D = 24.2$  mm



$\theta=90^\circ$  &  $D = 24.2$  mm

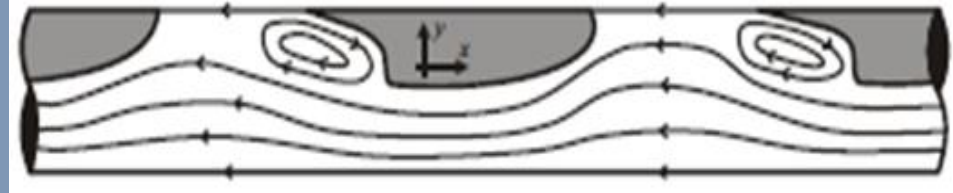
# Medidas Experimental VB médio



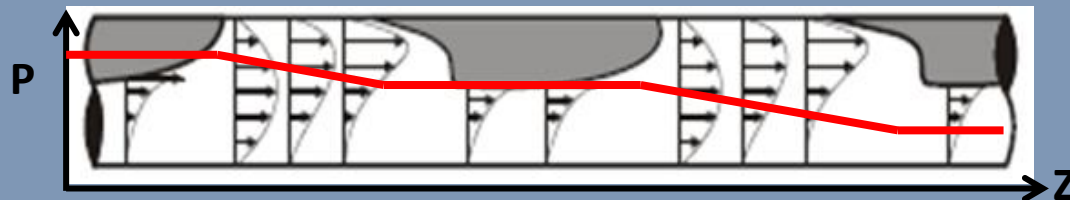
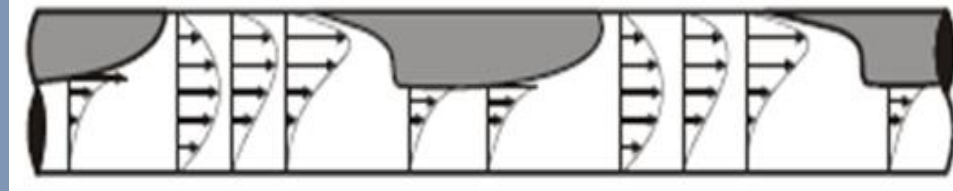
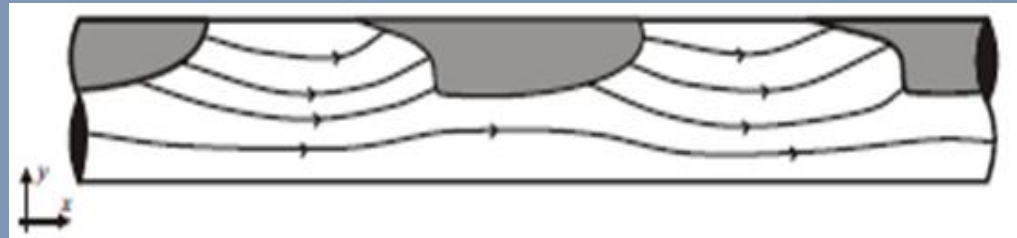
# 4.3 Linhas de corrente e perfil velocidades

Referencial movendo-se com a bolha e estacionário

Movendo-se  
com a bolha



Estacionário



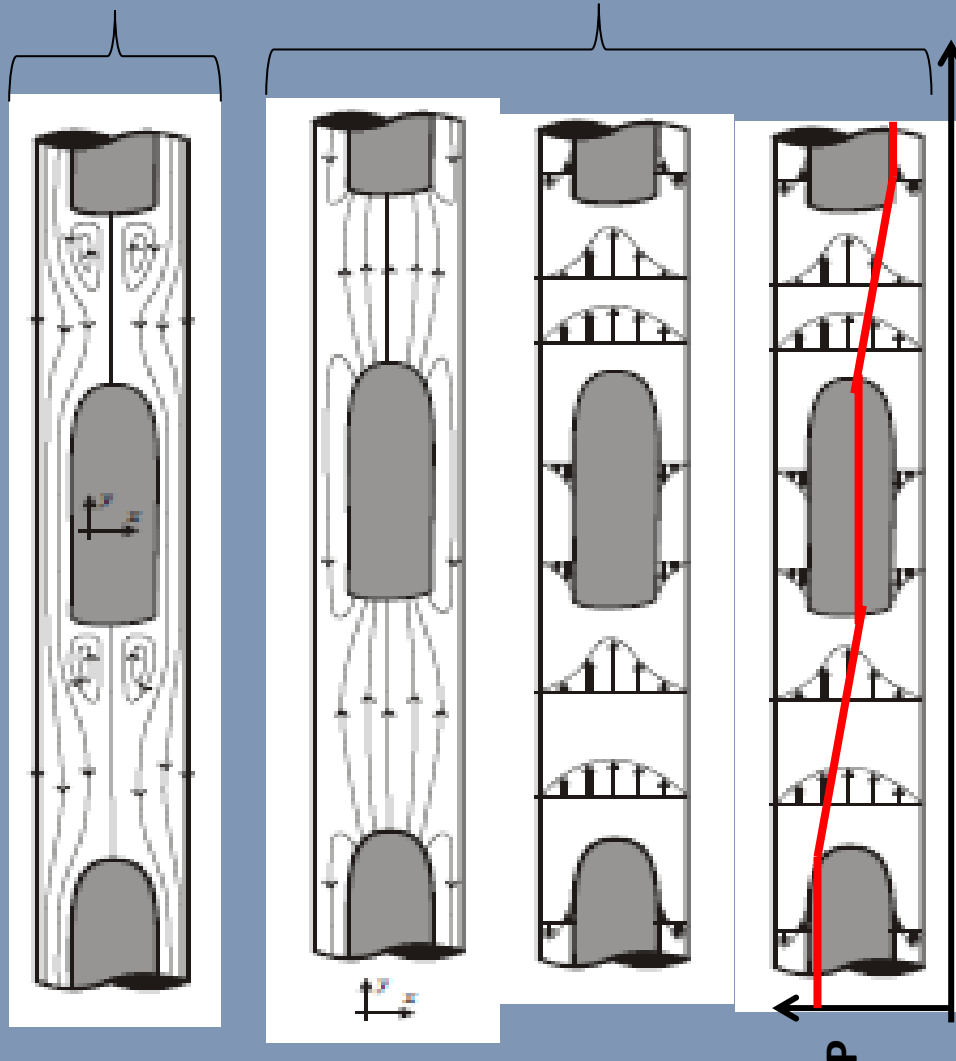
- Na bolha não há grad  $P$ ;  $U_f > 0$  mas seu valor é pequeno pois o mecanismo de arrasto pelo gás da bolha não é eficiente.

# 4.3 Linhas de corrente e perfil velocidades

## Referencial movendo-se com a bolha e estacionário

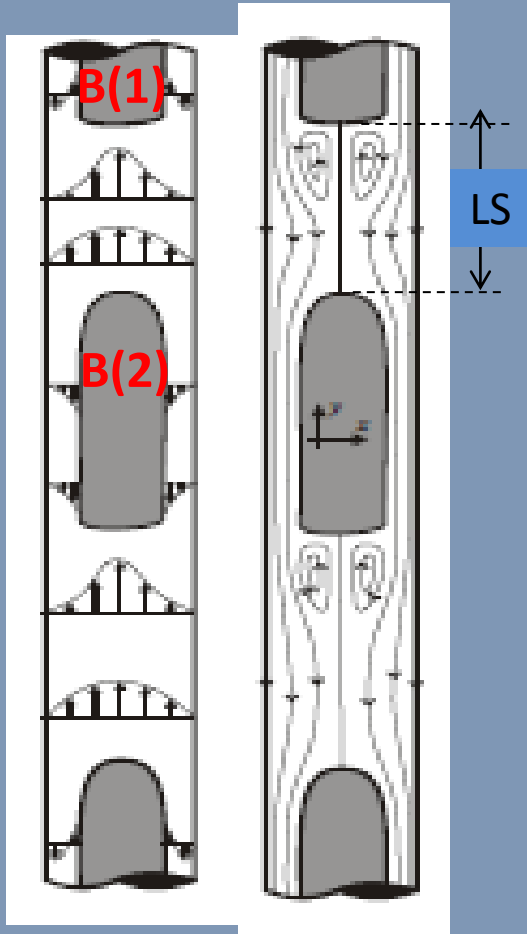
Movendo-se  
c/ a bolha

Estacionário



- Na bolha não há gradiente de Pressão;
- O filme desce em 'queda livre',  $U_f < 0$ ;
- Esta é uma diferença 'substantiva' em relação ao escoamento horizontal.

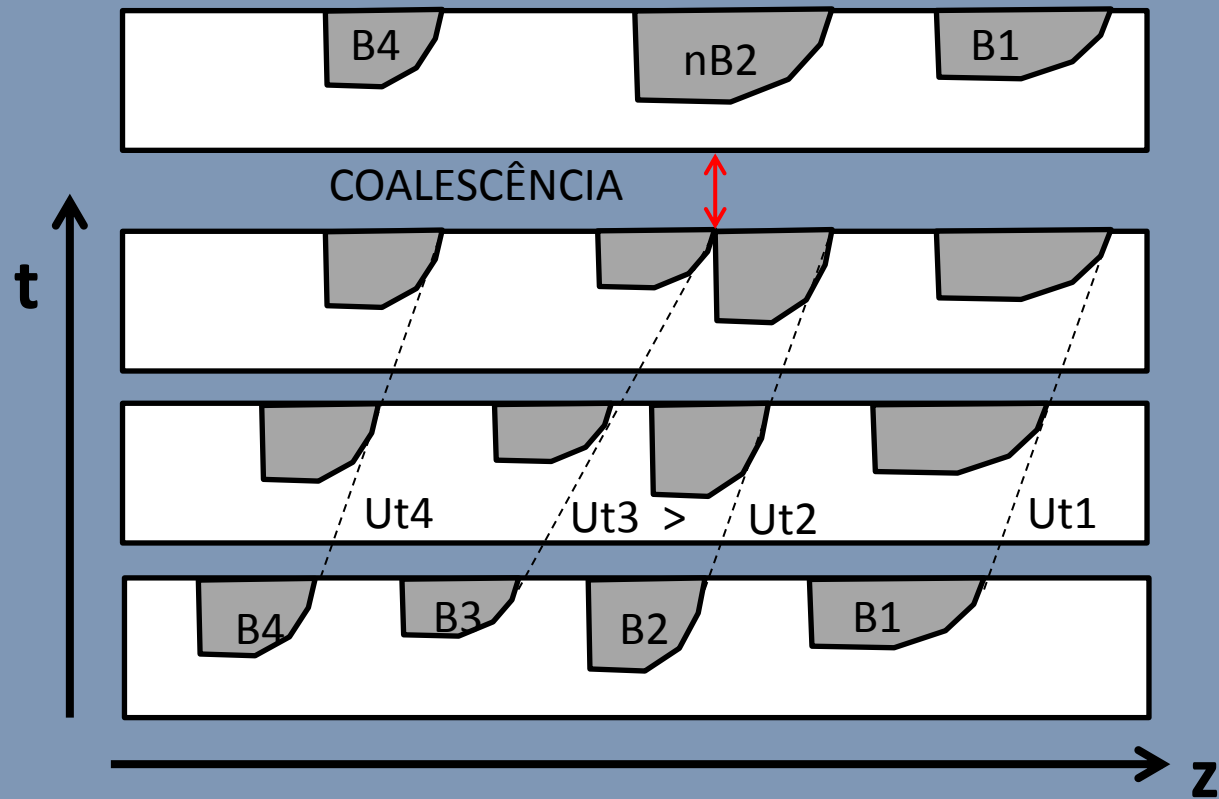
# 4.4 Mecanismo de interação entre bolhas



- Se  $LS < \underline{LS}_{stable}$  (Dukler 1985) então a esteira da bolha montante (1) interfere no  $U_t$  da bolha jusante (2).
- A bolha (2) é acelerada pq  $U_{max}$  cresce!
- Se  $U_t(2) > U_t(1)$ ,  $LS$  diminui com o tempo até que B(2) coalesce com B(1) &  $LS=0$  mecanismo instável.
- Populações  $LS < LS_{stable}$  tendem a desaparecer, 'slug desenvolvido'.



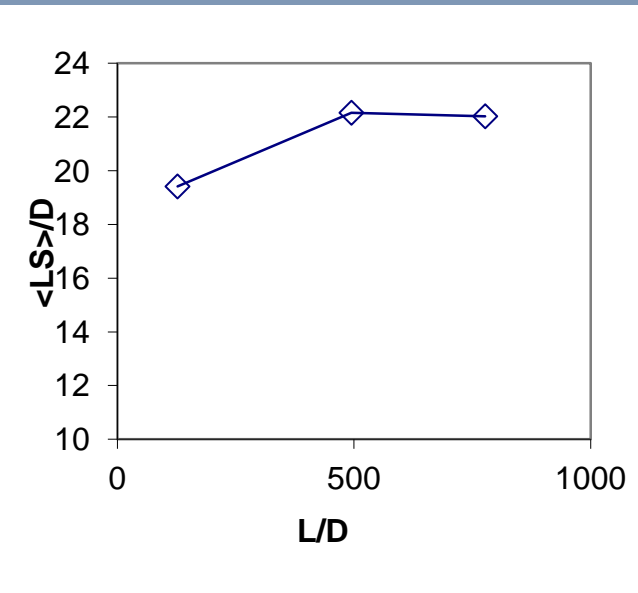
## 4.4 Coalescência



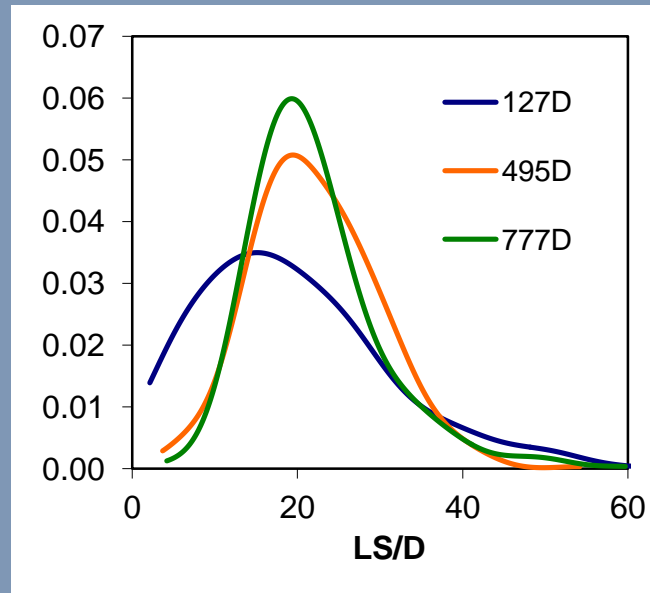
- A massa de gás da B2 e B3 se somam para formar nB2
- A medida que  $LS_{2-3}$  diminui o líquido é transferido aumentando  $LS_{3-4}$ .
- Na coalescência  $LS_{2-3}$  desaparece!  $LS_{3-4}$  aumenta.
- A coalescência é o único mecanismo que faz aumentar  $LS$

# 3.4 Evolução de LS

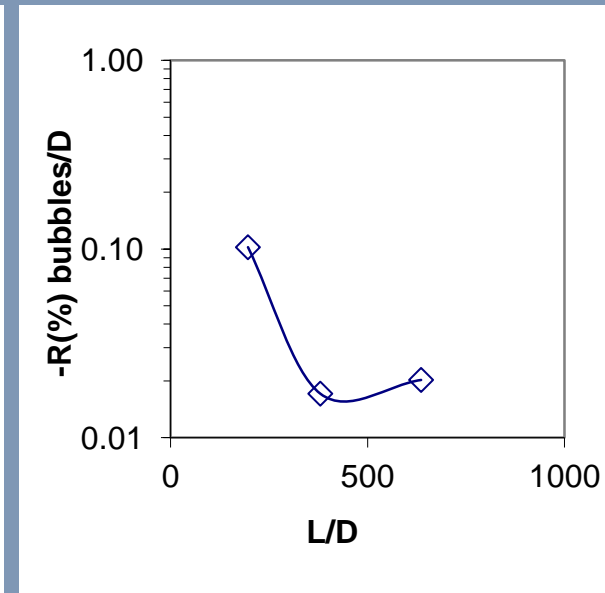
ar-água, horz.,  $d = 25\text{mm}$ , (JL,JG) (33;67) cm/s



$LS/D$  comprimento  
médio

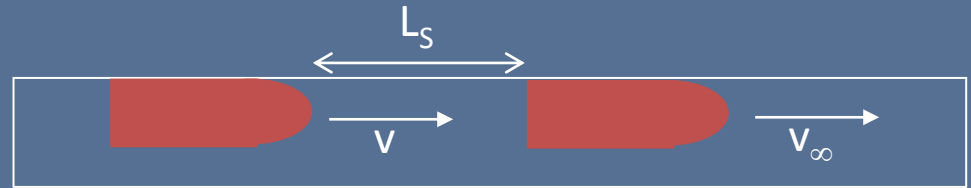


$LS/D$   
populações



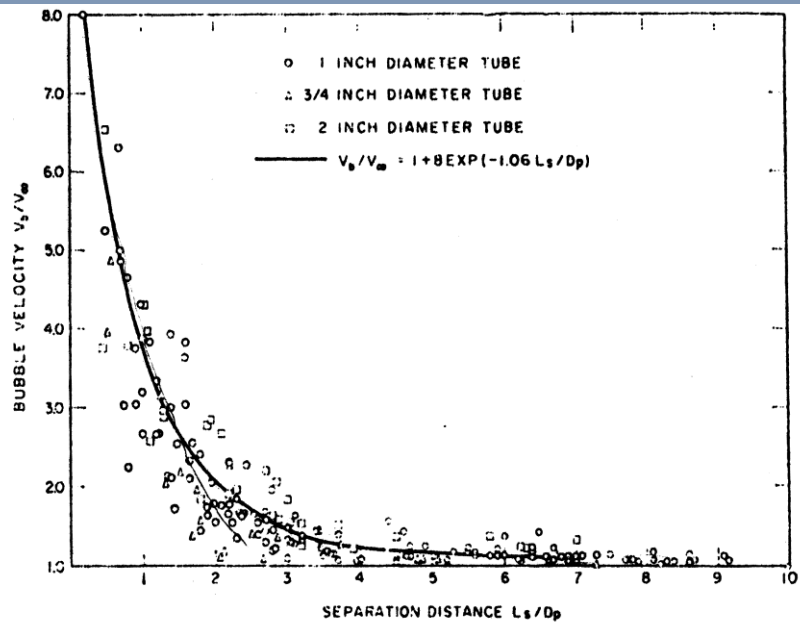
Taxa coalescência, %  
#bolhas por D

# 3.4 Lei de Esteira

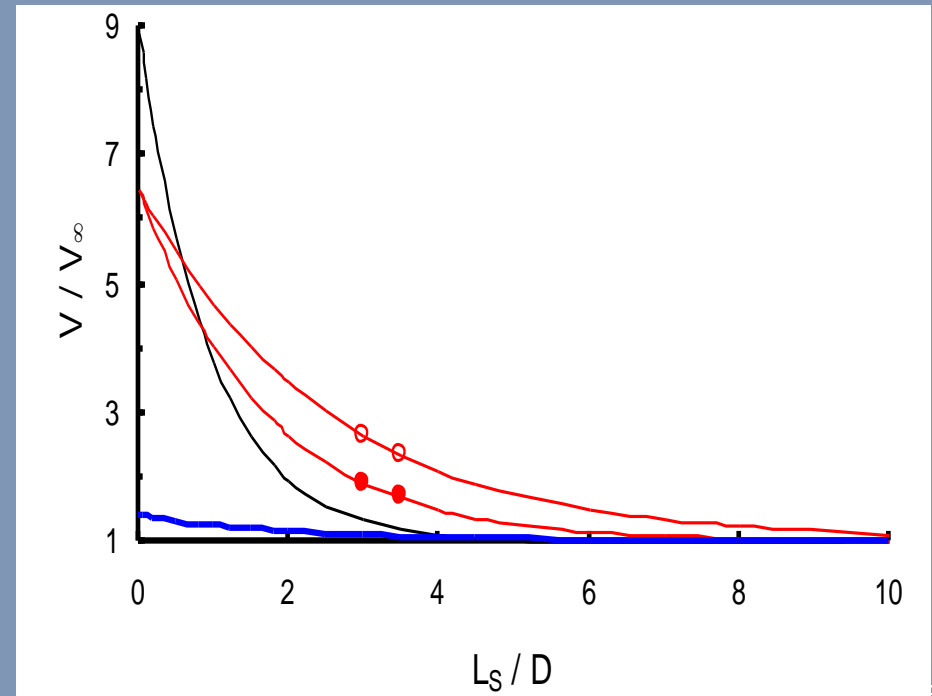


Moissis & Griffith (1962)  
(esc. vertical)

$$V = V_\infty \left[ 1 + 8 \exp \left( -1.06 \frac{L_s}{D} \right) \right]$$



Barnea & Taitel (1993) - vertical  
Nydal & Banerjee (1995) - vertical  
Grenier (1997) - horizontal

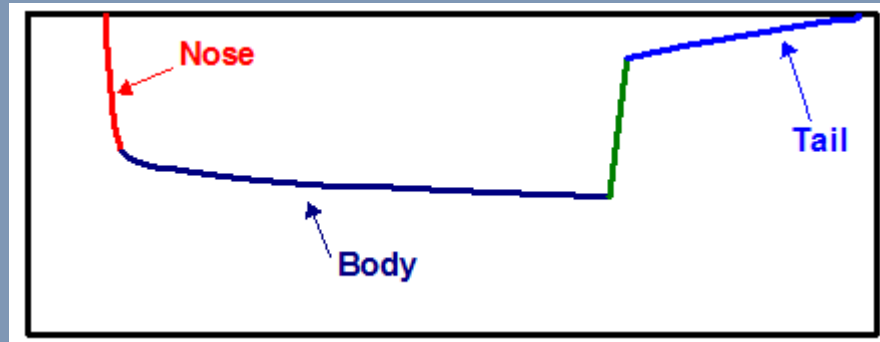


## 3.4 $LS_{stable}$ – falta de concordância

- O comprimento estável do pistão é aquele onde não há mais interação entre a bolha a montante e jusante.
- Ele governa o fenômeno de coalescência e também o critério para transição 'churn' (Taitel 1980).
- Inspeccionando as leis de esteira verifica-se que  $LS_{stable} \sim 10D$ , entretanto para estudos de transição considera-se  $LS_{stable} \sim 16D$  e outros até  $32D$ !
- Observe também que as leis de esteira não possuem dependência com  $Re$ .

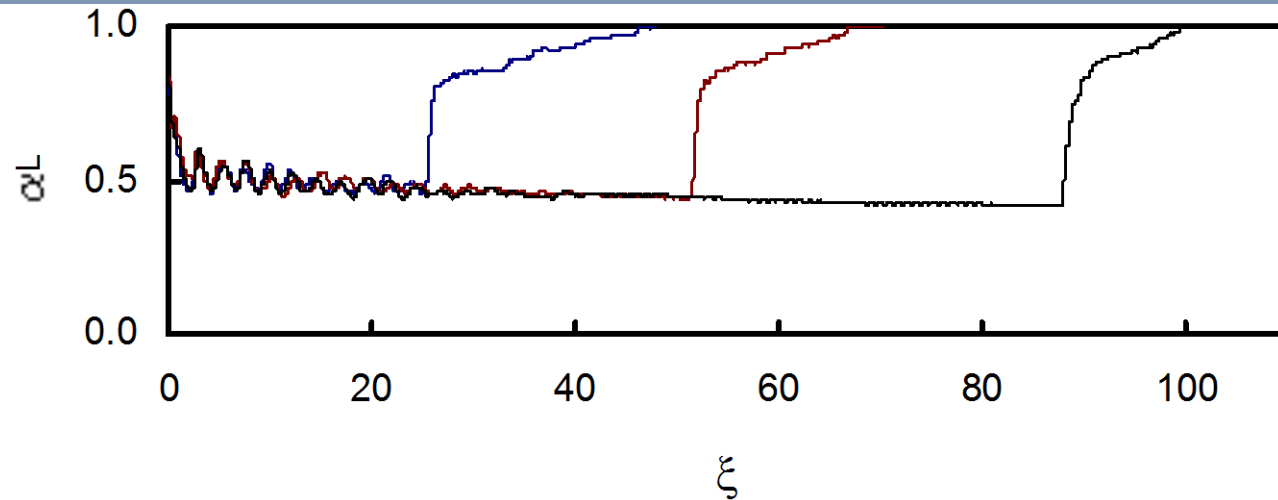
## 4.5 Perfil da Bolha

- O perfil da bolha (body) é determinado a partir do 'modelo 1D de fases separadas' (aula #2).  
Conhecendo-se o perfil pode-se determinar  $R_f$ .

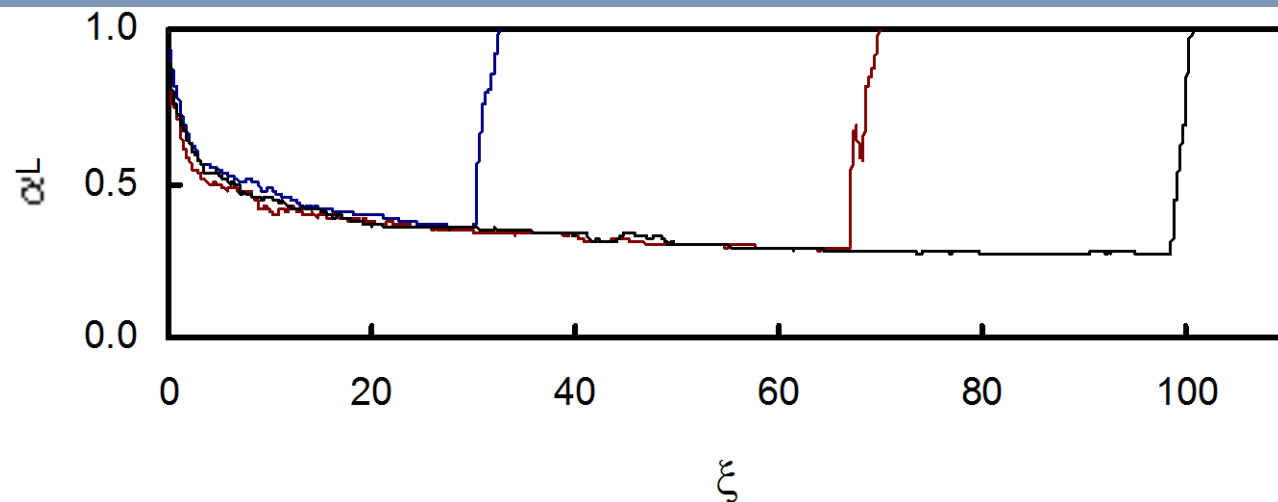


- A forma da bolha é determinada unicamente por  $U_t$  entre outros parâmetros.
- Assim para um  $J$  constante as bolhas deverão apresentar o mesmo perfil!

## 4.5 Perfil da bolha para escoamento horizontal ([Fagundes Neto, 1999](#))



$J = 0.6 \text{ m/s}$

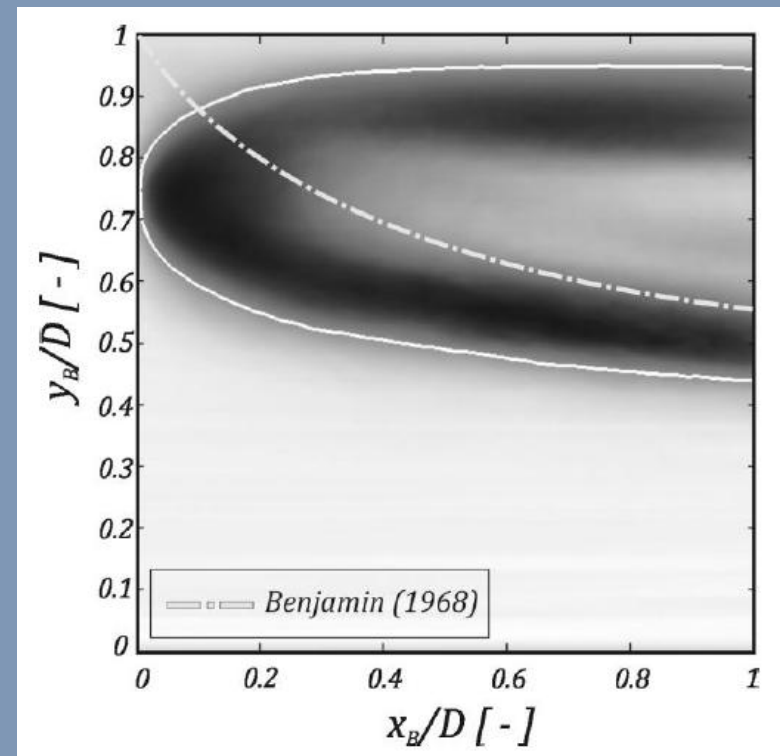
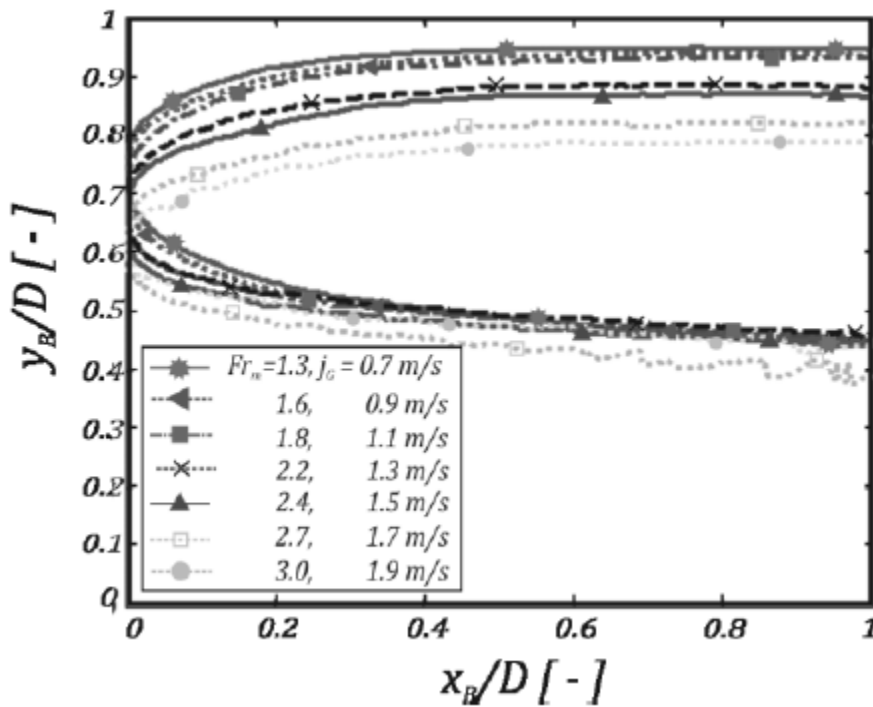


$J = 1.5 \text{ m/s}$



## 3.5 Nariz da bolha

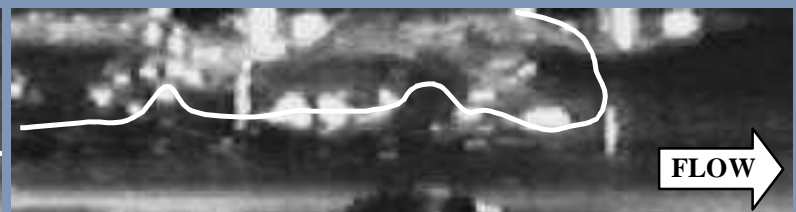
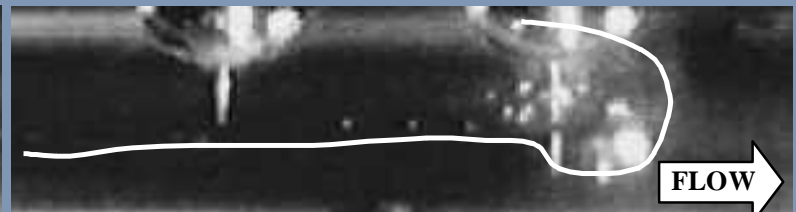
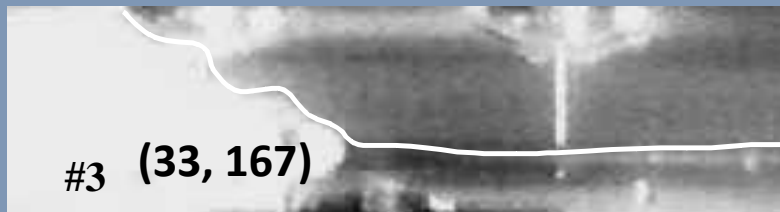
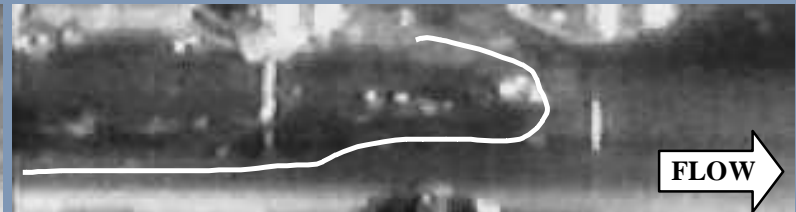
- A medida que  $J$  aumenta a tendência do nariz da bolha é deslocar em direção ao centro da tubulação.



Oliveira et al. 2012 - EBECEM

## 3.5 Nariz e Cauda das Bolhas

Esc. água-ar Horz.,  $d=26\text{mm}$ ;  $(J_L, J_G)$  em  $\text{cm/s}$

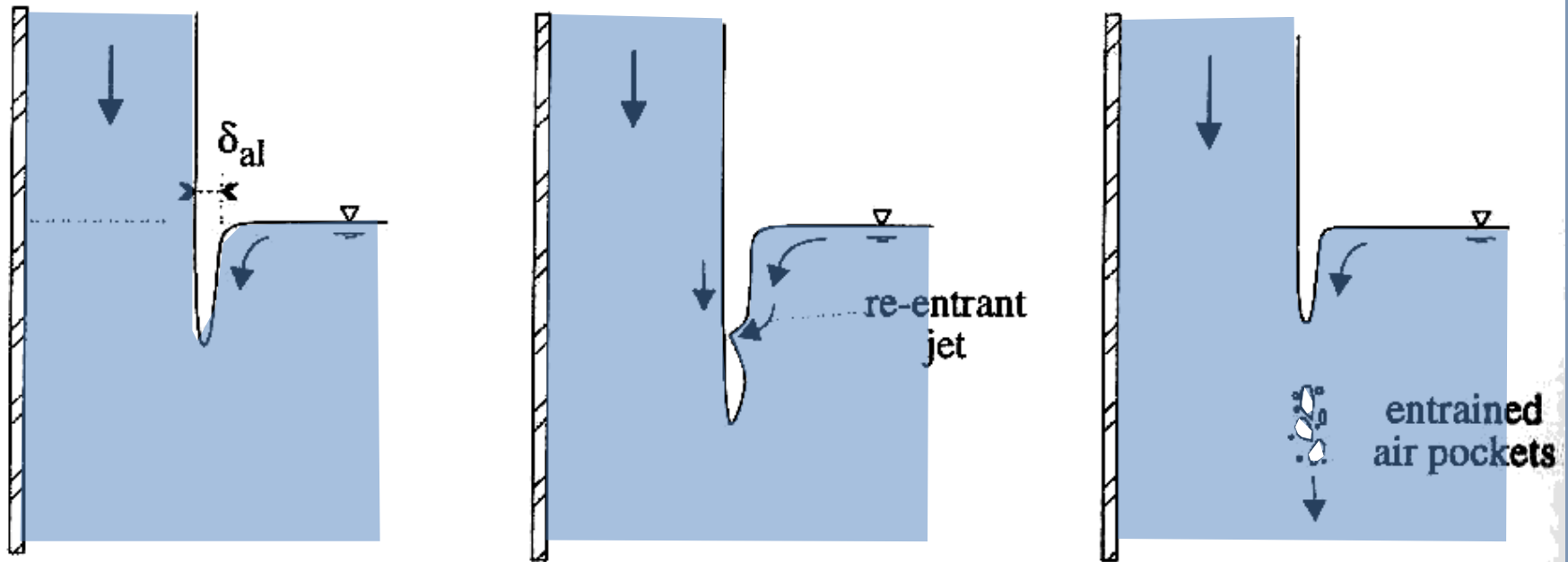


## 3.6 Fração de líquido no pistão de líquido e mecanismo de aeração do pistão de líquido

- Correlações para determinação de RS não são confiáveis.
- Em geral elas aplicam-se para o conjunto de dados onde foram obtidas mas não trazem generalidade para outras aplicações.
- Modelos para aeração do pistão de líquido estão em desenvolvimento; [Fernandes](#) (1983), [Brauner](#) (2004), [Guet](#) (2006)

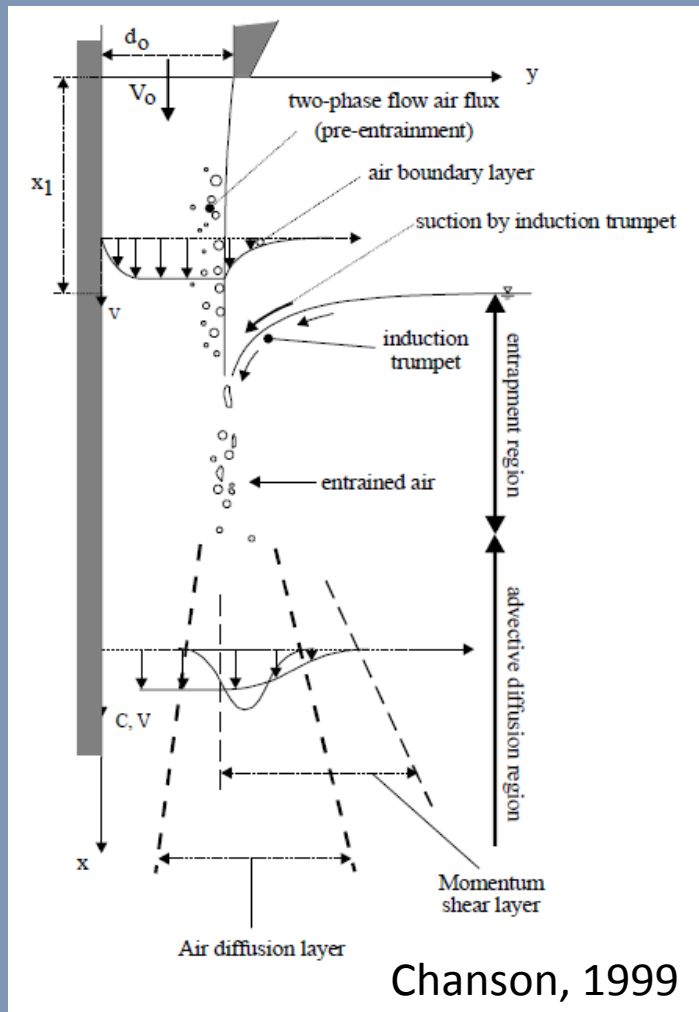
## 4.6 Mecanismo aeração por impacto de jato numa piscina

Iniciação do processo de entranhamento de gás pelo impacto do jato na piscina

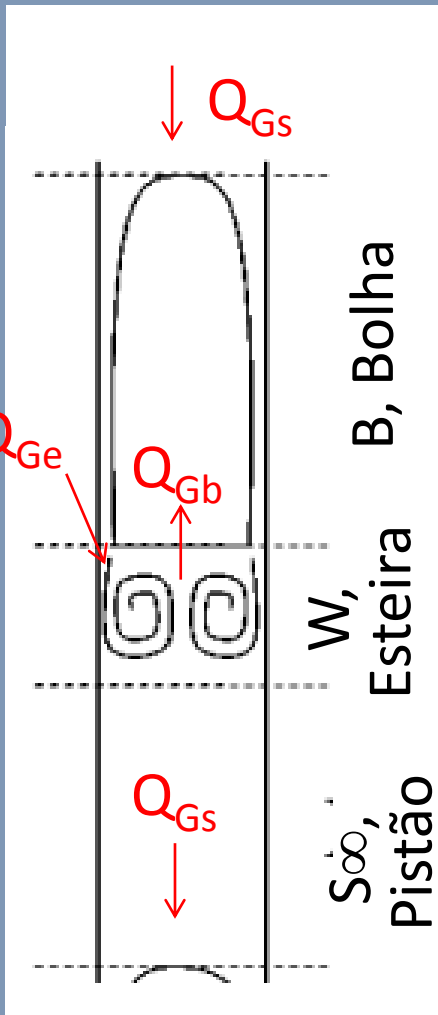


# 4.6 Mecanismo aeração por impacto de jato numa piscina

Transporte do gás pelo impacto do jato, Chanson (1999)  
<http://www.uq.edu.au/~e2hchans>



## 4.6 Abordagem



- Trabalhos recentes (Barnea e Guet) modelam aeração considerando 3 regiões:
  - (i) filme de líquido na bolha
  - (ii) esteira da bolha
  - (iii) região do pistão de líquido
- Vazão gás produzida no filme  $Q_{Ge}$
- Vazão gás retorna p/ bolha em W,  $Q_{Gb}$
- Vazão gás no pistão  $S_{\infty}$  ,  $Q_{Gs}$
- Balanço: a vazão líquida que vai para o pistão é dada por:  $Q_{Ge} - Q_{Gb} = Q_{Gs}$

- Considera-se  $LS > LS_{stable}$ , portanto o escoamento está desenvolvido e 'periódico'.



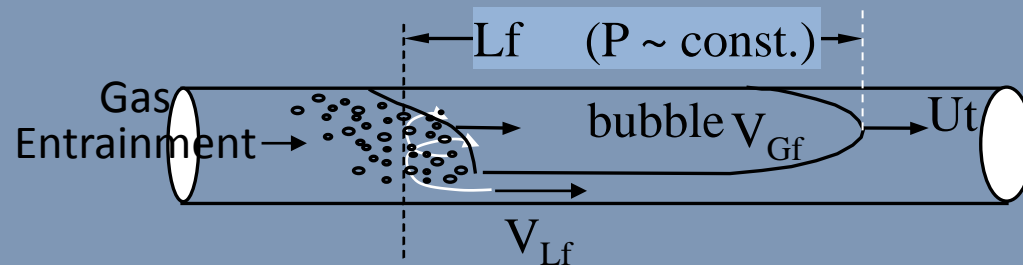
## 4.6 Aeração para escoamentos vertical e horizontal são distintas.

- Vertical,  $D > 50$  mm,  $V_b < U_t$  vel. Bolhas dispersas menor vel. bolha alongada (Taitel 1980); portanto o  $LS_{\infty}$  fica aerado em toda sua extensão.
- Escoamento horizontal,  $V_b \sim U_t$ , não há deslizamento pq 'g' atua transversal a direção principal do escoamento. A tendência é que haja somente a região de esteira com recirculação, dificilmente o pistão fica todo aerado.

Slug



Slug Instável

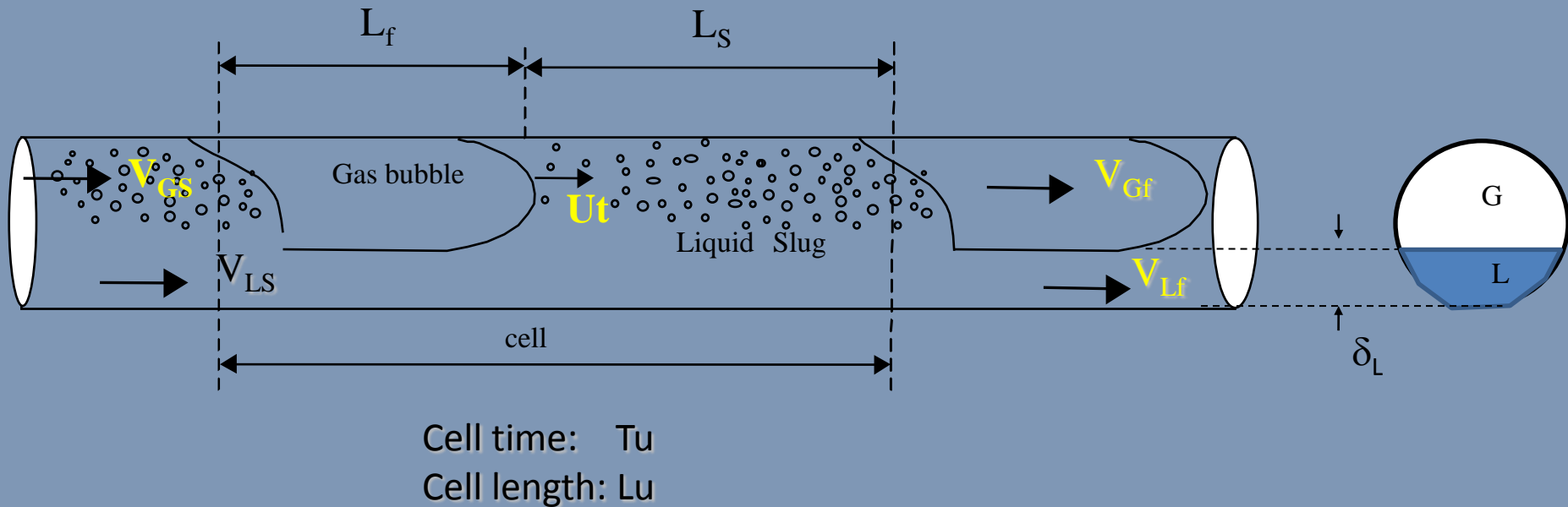


# 5. Balanços Volumétricos

- Conceito de célula
- Fator de intermitência
- $J_L$  e  $J_G$  médios na seção
- Balanço fase líquida (scooping)
- Balanço fase gás (scooping)
- Fração de gás na célula
- Sumário de relações

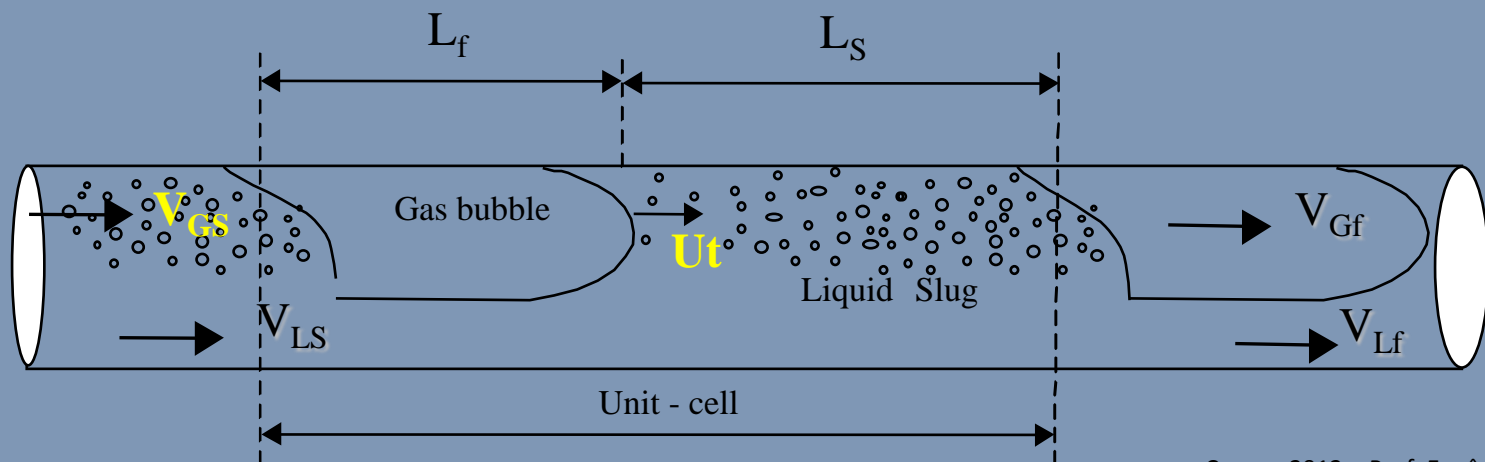
# 5.1 Conceito de célula

- A célula é constituída por um pistão seguido por uma bolha. Ela é um elemento **'quase periódico'** no escoamento.



# 5.1 Conceito de célula unitária

- A célula unitária foi originalmente proposta por Wallis (1969):
  1.  $L_S > L_{S\text{stable}}$ , não há interação entre bolhas vizinhas
  2. Os pistões e bolhas possuem os mesmos tamanhos (médios)
  3. De (1) e (2) conclui-se que escoamento é periódico sem interação entre bolhas!
- Neste cenário não é necessário resolver o escoamento em toda a extensão da linha mas basta resolvê-lo para uma única célula pois esta se repete em todo o tubo.
- Esta abordagem simplificou o problema e permitiu que os primeiros modelos surgissem.



## 5.2 Fator de Intermitência, $\beta$

- A dificuldade de modelar o escoamento intermitente é o fato que o pistão e a bolha se alternam no espaço e no tempo.
- O fator de intermitência é um parâmetro utilizado para ponderar propriedades no espaço ou tempo.

$$\beta = L_f / (L_f + L_S) = L_f / L_U$$

## 5.2 Fator de Intermitência, $\beta$

- Reconhecendo que os comprimentos  $L_f$  e  $L_S$  podem ser expressos produto da velocidade da bolha e o tempo de duração ( $L=T*U$ ), então

$$\beta = T_f/(T_f+T_S) = T_f/TU$$

- $\beta$  também pode ser expresso pela fração de líquido reconhecendo que:  $R_U = R_S(1- \beta)+R_f \beta$ , onde  $R_u$  é a fração de líquido da célula, portanto:

$$\beta = (R_U-R_S)/(R_f+R_S)$$



## 5.3 $J_L$ e $J_G$ médios no espaço (tempo)

- As vazões mássicas de líquido e de gás que atravessam uma seção transversal do tubo podem também ser expressas por meio de médias ponderadas no espaço (ou tempo) que utilizam as velocidades da bolha e pistão;

$$\overline{R_f} = \frac{1}{L_f} \int_0^{L_f} R_f(z) dz$$

$$\dot{M}_L = \rho_L \cdot V_{LS} \cdot A \cdot RS \cdot (1 - \beta) + \rho_L \cdot \overline{V_{Lf}} \cdot A \cdot \overline{R_f} \cdot \beta$$

$$\dot{M}_G = \rho_G \cdot V_{GS} \cdot A \cdot (1 - RS) \cdot (1 - \beta) + \rho_G \cdot V_{Gf} \cdot A \cdot (1 - \overline{R_f}) \cdot \beta$$

- Dividindo as expressões de vazão mássica por  $\rho A$ , chega-se às definições das velocidades superficiais

$$J_L = V_{LS} \cdot RS \cdot (1 - \beta) + \overline{V_{Lf}} \cdot \overline{R_f} \cdot \beta$$

$$J_G = V_{GS} \cdot (1 - RS) \cdot (1 - \beta) + V_{Gf} \cdot (1 - \overline{R_f}) \cdot \beta$$

## 5.3 $J \rightarrow$ vel. superficial mistura

- Somando  $J_L$  e  $J_G$  vamos encontrar:

$$J_L + J_G = J = \left[ V_{Lf} \cdot \bar{R}_f + V_{Gf} \cdot (1 - \bar{R}_f) \right] \cdot \beta + \left[ V_{LS} \cdot RS + V_{GS} \cdot (1 - RS) \right] \cdot (1 - \beta)$$

- Como o volume da mistura que atravessa qualquer seção transversal da tubulação é o mesmo, podemos identificar  $J$  no primeiro e segundo termos:

$$J = V_{Lf} \cdot \bar{R}_f + \bar{V}_{Gf} \cdot (1 - \bar{R}_f) \quad \text{na região do filme}$$

$$J = V_{LS} \cdot RS + V_{GS} \cdot (1 - RS) \quad \text{na região do pistão}$$

- Substituindo estas definições na equação inicial verificamos a identidade:

$$J = J\beta + J(1 - \beta) \equiv J$$

## 5.4 Balanço fase líquida seguindo uma célula

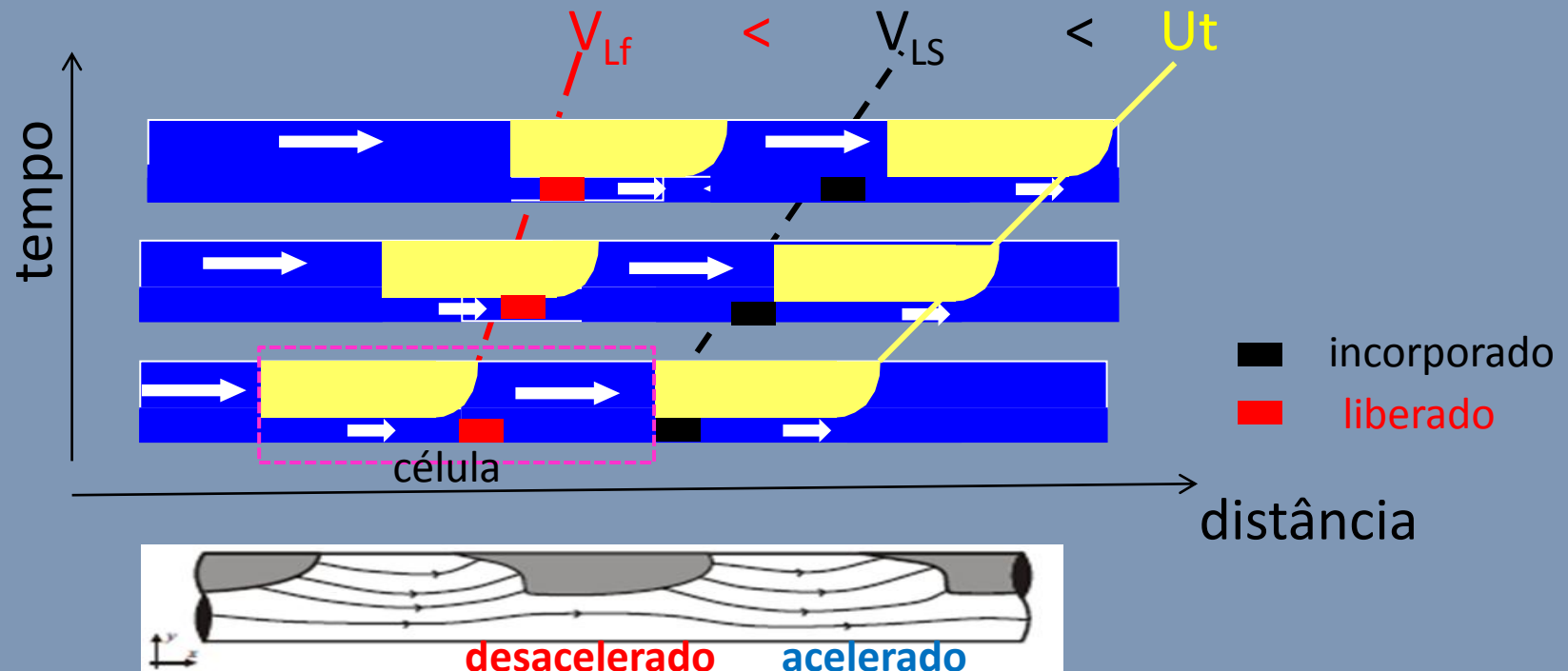
- A massa de líquido dentro da célula dividida pelo período 'tu' é:

$$\dot{M}_L^{\text{cell}} = \left( \frac{LS \cdot RS + LB \cdot \overline{Rf}}{t_u} \right) \cdot \rho_L \cdot A \quad \text{onde} \quad \overline{Rf} = \frac{1}{L_f} \int_0^{L_f} Rf(z) dz$$

- Esta é a massa transportada pela célula no período 'tu'
- Como ela está relacionada com a vazão mássica do líquido?

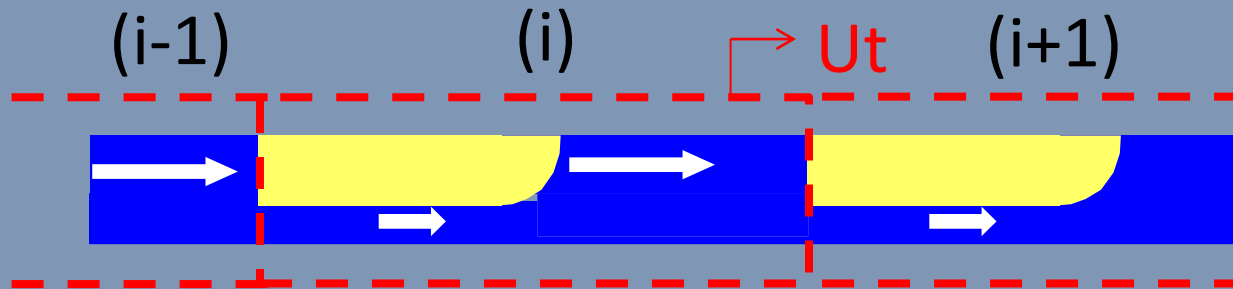
## 5.4 Comportamento pistão de líquido

1. O líquido contido no pistão ao se deslocar com a 'célula' avança sobre o líquido da bolha a sua frente.
2. O filme de líquido **incorporado** pela frente do pistão é acelerado enquanto que o líquido **liberado** na sua cauda é desacelerado.
3. A velocidade do liq no filme é menor que a velocidade do líq no pistão que por sua vez é menor que a velocidade da bolha

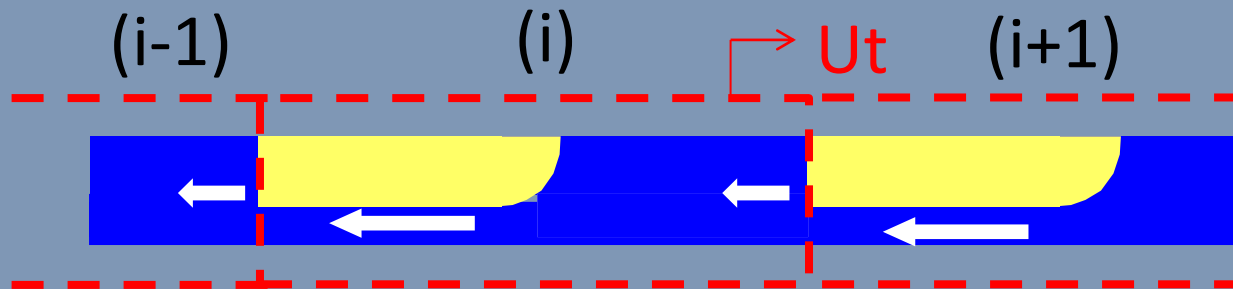


## 5.4 'SCOOPING MODEL' ([Dukler 1975](#))

- Uma célula 'i' viajando com  $U_t$  irá continuamente capturar uma massa de líquido da célula 'i+1' e descarregá-la na célula 'i-1'



- Isto pode ser melhor compreendido movendo-se com  $U_t$



- Para  $LS > LS_{stable}$ , a vazão mássica de líquido que (i) captura de (i+1) é igual aquela que ele descarrega para (i-1)

## 5.4 'SCOOPING MODEL' (Dukler 1975)

- Considerando que uma parte do líquido é capturada e transferida de uma unidade para outra, então pode-se relacionar as vazões mássicas de líquido que cruza a seção do tubo com aquela transportada pela célula através de:

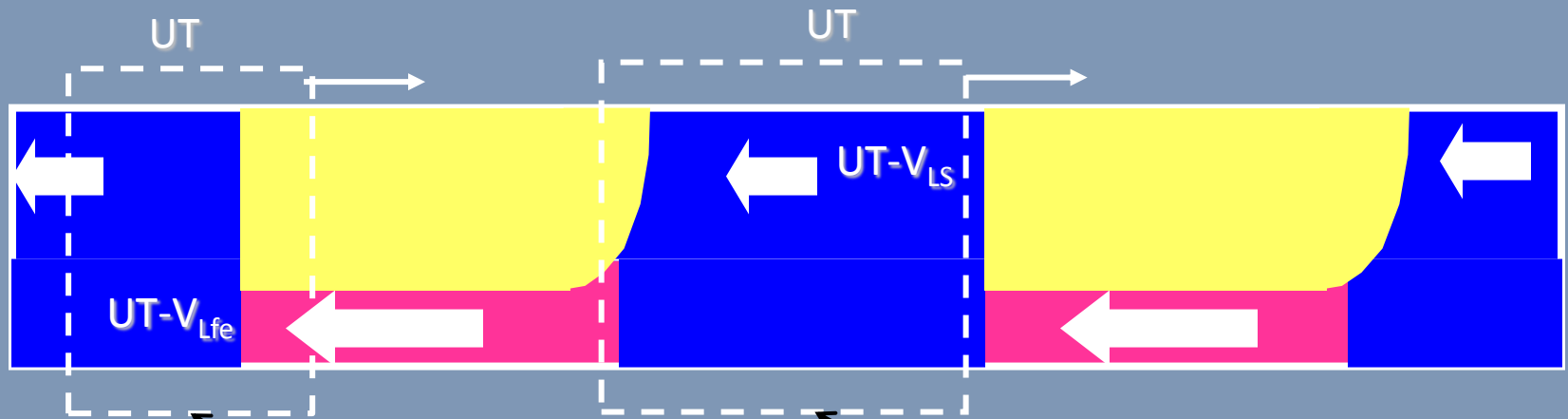
$$\dot{M}_L = M_L^{\text{cell}} - \dot{M}_{LX} \text{ onde } M_L^{\text{cell}} = \left( \frac{LS \cdot RS + Lf \cdot \overline{Rf}}{tu} \right) \cdot \rho_L \cdot A$$

- onde  $M_{LX}$  é a massa de líquido pega pela (i) liberada para a (i-1) célula
- Como calcular  $M_{LX}$ ?



## 5.4 Vazão mássica fase líquido ‘Scooping’

- Um balanço de massa para um referencial que se move com  $U_t$  revela a vazão mássica que entra e sai da célula pelo efeito ‘scooping’.



$$\dot{M}_{LX} = \rho_L \left( V_{Lfe} - U_t \right) \cdot A \cdot R_{fe} = \rho_L \cdot \left( V_{Ls} - U_t \right) \cdot A \cdot RS$$

## 5.4 Vel. superficial líquido devido scooping, $J_L$

- A velocidade superficial do líquido,  $J_L$ , é obtida dividindo-se o fluxo de massa líquido por  $(\rho_L \cdot A)$

$$J_L = \frac{\dot{M}_L}{\rho_L \cdot A} = \left( \frac{LS \cdot RS + L_f \cdot \overline{R_f}}{t_u} \right) - \frac{\dot{M}_{LX}}{\rho_L \cdot A}$$

- Substituindo na expressão acima:  $T_u = L_u / U_t$  ;  
 $\dot{M}_{LX} = (U_t - V_{LS}) \cdot \rho_L \cdot A \cdot RS$ ,  $\beta = L_f / L_u$  vamos encontrar:

$$J_L = V_{LS} \cdot RS + U_t \cdot (1 - RS) \cdot \beta - U_t \cdot (1 - \overline{R_f}) \cdot \beta$$

## 5.5 Balanço fase gás seguindo uma célula

- A massa de gás dentro da célula dividida pelo seu período 'tu' é:

$$\dot{M}_G^{\text{cell}} = \left( \frac{LS \cdot (1 - RS) + Lf \cdot (1 - \overline{R_f})}{tu} \right) \cdot \rho_G \cdot A$$

- Esta é a massa transportada na célula por unidade de tempo
- Ela pode ser re-arranjada em termos da velocidade da Ut de forma que o 2º termo do lado direito fica 'parecido'  $M_{LX}$

$$\dot{M}_G^{\text{cell}} = \left[ \underbrace{\left( \frac{LS + Lf}{tu} \right)}_{U_t} - \left( \frac{LS \cdot RS + Lf \cdot \overline{R_f}}{tu} \right) \right] \cdot \rho_G \cdot A$$

- A vazão mássica na tubulação é igual a massa transportada pela célula menos a massa transportada pelo 'scooping'.
- Ela pode ser re-arranjada em termos da velocidade da Ut de forma que o 2º termo do lado direito fica 'parecido'  $M_L$

## 5.5 Vazão mássica de gás na tubulação

- A vazão mássica de gás na tubulação é igual a massa transportada pela célula menos a massa transportada pelo 'scooping'.

$$\dot{M}_G = M_G^{\text{cell}} - \dot{M}_{GX} \text{ onde } M_G^{\text{cell}} = \left[ Ut - \left( \frac{LS \cdot RS + Lf \cdot \overline{Rf}}{tu} \right) \right] \cdot \rho_G \cdot A$$

- A velocidade superficial do gás,  $J_G$ , é obtida dividindo-se o fluxo de massa de gás por ( $\rho_G \cdot A$ )

$$J_G = \frac{\dot{M}_G}{\rho_G \cdot A} = Ut - \left( \frac{LS \cdot RS + Lf \cdot \overline{Rf}}{tu} \right) - \frac{\dot{M}_{GX}}{\rho_G \cdot A}$$

## 5.5 Vel. superficial gás devido scooping, $J_G$

- A vazão mássica de gás devido ao scooping é obtida de forma similar aquela utilizada para a fase líquida:

$$\dot{M}_{GX} = \rho_G \cdot (U_t - V_{GS}) \cdot A \cdot (1 - R_S)$$

- Substituindo na expressão  $M_G$  :  $T_U = L_u / U_t$  ;  
 $M_{GX} = (U_t - V_{GS}) \cdot \rho_G \cdot A \cdot (1 - R_S)$ ,  $\beta = L_f / L_u$  vamos encontrar:

$$J_G = U_t \cdot \left[ (1 - \beta) \cdot (1 - R_S) + \beta \cdot (1 - R_f) \right] - (U_t - V_{GS}) \cdot (1 - R_S)$$

- Se  $R_S = 1$  (pistão não aerado)  $J_G = U_t \cdot \beta \cdot (1 - R_f)$  isto é, todo gás é transportado pela bolha com velocidade  $U_t$ !

## 5.6

## Fração de líquido na célula Ru

Considerando que:

$$\left\{ \begin{array}{l} R_U = RS(1 - \beta) + R_f \beta \\ J_L = V_{LS} \cdot RS + U_t \cdot (\overline{R_f} - RS) \cdot \beta \end{array} \right.$$

Eliminando  $R_f$  nas duas expressões encontra-se:

$$R_U = \frac{J_L + U_t - V_{LS} \cdot RS}{U_t} \quad \text{ou} \quad \alpha_U = 1 - \frac{J_L + U_t - V_{LS} \cdot RS}{U_t}$$

Paradoxalmente, a fração de líquido (ou de gás) não dependem das propriedades do filme!



## 5.6 Fração de líquido na célula Ru

Considerando que:  $J \equiv J_L + J_G = V_{LS} \cdot RS + V_{GS} \cdot (1 - RS)$

Utilizando a eq. acima pode-se expressar  $R_u$  e  $\alpha_u$  em função de  $J_G$ :

$$R_U = 1 - \frac{J_G}{U_t} + (1 - RS) \cdot \frac{(U_t - V_{GS})}{U_t} \quad \text{ou} \quad \alpha_U = \frac{J_G}{U_t} - (1 - RS) \cdot \frac{(U_t - V_{GS})}{U_t}$$

Para escoamentos horizontais com baixas velocidades o pistão terá pouco gás, portanto  $RS \sim 1$  e  $R_u$  e  $\alpha_u$  podem ser aproximados por:

$$R_U \cong \frac{J_L}{U_t} \quad \text{ou} \quad \alpha_U \cong \frac{J_G}{U_t}$$

## 5.6

## Fração de líquido na célula Ru

Pode-se mostrar, utilizando a relação de drift e a hipótese de escoamento homogêneo, que a fração de gás na célula deve estar contida no intervalo:

$$\frac{J_G}{U_t} \leq \alpha_U \leq \frac{J_G}{J}$$

## 5.7

## Sumário dos balanços

- 2 variáveis independentes:  $J_L$  e  $J_G$
- 11 variáveis dependentes:  $U_t$ ,  $V_{LF}$ ,  $V_{LS}$ ,  $V_{Gf}$ ,  $V_{GS}$ ,  $RS$ ,  $R_f$ ,  $J$ ,  $\beta$ ,  $Lf$  e  $LS$
- 10 equações (algumas linearmente dependentes)
- veja dedução detalhada dos balanços em [Ferraz \(2013\)](#)

$$1) \quad J_L = V_{LS} \cdot RS \cdot (1 - \beta) + V_{Lf} \cdot \bar{R}_f \cdot \beta$$

$$2) \quad J_G = V_{GS} \cdot (1 - RS) \cdot (1 - \beta) + V_{Gf} \cdot (1 - \bar{R}_f) \cdot \beta$$

$$3) \quad J_L = V_{LS} \cdot RS + U_t \cdot (1 - RS) \cdot \beta - U_t \cdot (1 - \bar{R}_f) \cdot \beta$$

$$4) \quad J_G = U_t \cdot [(1 - \beta) \cdot (1 - RS) + \beta \cdot (1 - R_f)] - (U_t - V_{GS}) \cdot (1 - RS)$$

$$5) \quad (V_{Lf} - U_t) \cdot R_f = (V_{LS} - U_t) \cdot RS$$

$$6) \quad (V_{Gf} - U_t) \cdot (1 - R_f) = (V_{GS} - U_t) \cdot (1 - RS)$$

$$7) \quad J = V_{LS} \cdot RS + V_{GS} \cdot (1 - RS)$$

$$8) \quad J = V_{Lf} \cdot \bar{R}_f + V_{Gf} \cdot (1 - \bar{R}_f)$$

$$9) \quad J = J_L + J_G$$

$$10) \quad \beta = Lf / (Lf + LS)$$

## 5.7

## Sumário dos balanços

Considere as equações (5) a (8)

$$(VGf - UT) \cdot (1 - Rf) = (VGS - UT) \cdot (1 - RS)$$

$$(VLf - UT) \cdot Rf = (VLS - UT) \cdot RS$$

$$J = VGf \cdot (1 - Rf) + VLf \cdot Rf$$

$$J = VLS \cdot RS + VGS \cdot (1 - RS)$$

Resolver para VGf, VLf, VGS, VLS em função de UT, J, Rf e RS. O conjunto de equações pode ser re-escrito na forma matricial:

$$\begin{bmatrix} (1 - Rf) & Rf & 0 & 0 \\ 0 & 0 & RS & (1 - RS) \\ 0 & Rf & -RS & 0 \\ (1 - Rf) & 0 & 0 & -(1 - RS) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} VGf \\ VLf \\ VLS \\ VGS \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} J \\ J \\ UT \cdot (Rf - RS) \\ UT \cdot (RS - Rf) \end{bmatrix}$$

## 5.7

## Solução do sistema

As equações (5) a (8) formam um sistema indeterminado; resolvendo para  $V_{GS}$ ,

$$V_{LF} = \frac{J + (R_f - R_S).U_t - (1 - R_S).V_{GS}}{R_f}$$

$$V_{LS} = \frac{J - (1 - R_S).V_{GS}}{R_S}$$

$$V_{Gf} = \frac{(R_S - R_f).U_T - (1 - R_S).V_{GS}}{(1 - R_f)}$$

- As variáveis independentes passam a ser:  **$U_t$ ,  $V_{GS}$ ,  $R_f$  e  $R_S$** . O seu conhecimento virá de equações de fechamento tiradas de dados experimentais.
- Elas constituem a base dos modelos de célula unitária, assunto da aula #2

**F I M**

**OBRIGADO!**

# Bibliografia: Seção (1)

- Wallis, Graham, B. “One-Dimensional Two-Phase Flow”, McGraw Hill 1969
- Brennen C. E. “ Fundamentals of Multifphase Flow”, Cambridge 2005
- Barbosa, J. “Introdução aos Escoamentos Bifásicos Gás-Líquido” 2a EBEM 2012 Curitiba – PR.
- Shohan , O. “Mechanistica modelling of gas-liquid two-phase flow in pipes” SPE Books 2005 - apresenta de forma didática os mecanismos dos mapas



# Bibliografia: Seção (2)

- Wallis, Graham, B. “One-Dimensional Two-Phase Flow”, McGraw Hill 1969
- Zuber N. and Findlay, J.A., “Average volumetric concentrations in two phase systems”, J. Heat Transfer, november, 1965.
- Barbosa, J. “Introdução aos Escoamentos Bifásicos Gás-Líquido” 2a EBEM 2012 Curitiba – PR.
- Rosa, E.S., “Escoamento multifásico isotérmico”, Artmed editora, 2012

# Referências Parte (3)

- Taitel , “Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes” AIChE J. , 26, 1980.
- Taitel, Y. and Dukler, A.E. “A model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow”, AIChE J. (vol. 22, n.1, pp. 47-55), 1976.
- Funada and Joseph, “Viscous potential flow analysis of Kelvin-Helmholtz instability in a channel” J. Fluid Mech, 45 (2001 ) – revisão de KH aplicado formação slugs horizontal.
- Shohan , O. “Mechanistica modelling of gas-liquid two-phase flow in pipes” SPE Books 2005 - apresenta de forma didática os mecanismos dos mapas
- Jayanti and Hewitt Prediction of the slug-to-churn flow transition in vertical two-phase flow , Int. J. Multiphase Flow, 18, 1992
- Rosa, E.S. “Performance comparison of artificial neural networks and expert systems appliedto flow pattern identification in vertical ascendant gas–liquid flows, Int. J. Multiphase Flow, 36, 2010 - comenta em detalhes as características dos padrões no esc. Vertical
- Omebere-Iyari, N.K., Azzopardi, B.J. Prasser, H-M. “ The characteristics of gas/liquid flow in large risers at high pressures”, Int. J. Multiphase Flow, 34, 2008

# Referências Parte (4)

- Taitel , “Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes” AIChE J. , 26, 1980.
- Dukler, A.B. “A physical model to predict the minimum stable slug length”, Chem. Engn. Sci, 40, 1985.
- Gomez, L. Estudo Experimental de Escoamentos Líquido-Gás Intermitentes Em Tubulações Inclínadas , dissertação de mestrado Unicamp 2010
- Ferraz “ESTUDO EXPERIMENTAL DA RELAÇÃO DE DESLIZAMENTO NO ESCOAMENTO VERTICAL DE AR-ÁGUA NO PADRÃO INTERMITENTE”, 3o EBECCEM Curitiba PR - 2012
- Fabre, J. and Liné, A. “Modeling of Two-Phase Slug Flow”, Ann. Rev. Fluid Mechanics, 1992, 24:21-46
- Nicklin, “Two phase flow in vertical tubes”, Trans Int. Chem Eng. 40, (1962),
- Polonsky , “The relation between the Taylor bubble motion and the velocity field ahead of it”, Int. J. Multiphase Flow, 25, (1999).
- Bendiksen, “An experimental investigation of the motion of long bubbles in inclined tubes”, Int. J. Multiphase Flow, 10, (1984)
- Moissis & Griffith “ Entrance effect on two phase slug flow”, J. Heat Transfer, feb, (1962)
- Fagundes Neto, “Shape of long bubbles in horizontal slug Flow”, Int. J. Multiphase Flow, 10, 1999
- Oliveira et al. “EXPERIMENTAL STUDY OF SHAPE OF ELONGATED BUBBLES IN HORIZONTAL TWO-PHASE INTERMITTENT FLOW” 3o EBECCEM Curitiba PR - 2012
- Fernandes, “Hydrodynamic Model for gas-Liquid Slug Flow in Vertical Tubes”, AIChE J., 29, (1983),
- Brauner and Ulmann, “Modelling of gas entrainment from Taylor bubbles”, Int. J. Multiphase Flow, 30, (2004),
- Guet, “ Void fraction in vertical gas-liquid slug flow\_ Influence of liquid slug content”, Chem. Eng. Sci, 61 (2006)
- Viana and Joseph , “Universal correlation for the rise velocity of long gas bubbles in round pipes”, J. Fluid Mech, 494, 2003
- Clift, R., Grace, J. R. & Weber, M. E. 1978 Bubbles, Drops and Particles, Chap. 2, p. 26. Academic.

# Referências Parte (5)

- Taitel, Y. and Barnea, D. “Two-Phase Slug Flow”, 1990 Academic Press
- Dukler and Hubbard, “A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes”, Ind. Eng. Chem., Fundam . Vol. 14. No. 4, 1975