

République algérienne démocratique et populaire
Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique
Ecole nationale polytechnique
Département hydraulique



P0011/
/05 B

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Mémoire de projet de fin d'étude

Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en hydraulique

Thème

Etude d'un écoulement diphasique air-eau dans
une conduite cylindrique verticale par le modèle
cellulaire

Encadré par :

Mr R.Messahli

Réalisé par :

Ziani Hamid

Promotion 2005

Dédicace

Je dédie ce mémoire à :

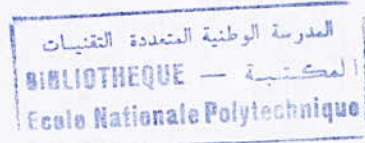
Mes chers parents qui ont consacré toute leurs vie pour mon éducation et ma réussite.

A mes chers frères et sœurs nesrine, zine eddine, rania et ismail.

A mon grand père et beau frère ainsi que mes oncles et tantes et a toute la famille « Ziani ».

A mes amis ; Rabah, ahcène, adel, mourad, ali et a tous les étudiants du département hydraulique.

Remerciement



Ce travail m'a été proposé puis dirigé par Mr R.MESSAHLI ; je tiens à lui exprimer ma profonde gratitude et ma reconnaissance, et je le remercie profondément pour son suivi, ses conseils et remarques pertinentes.

Je tiens à remercier aussi notre chef de département Melle.BENMAMMAR.

Je remercie aussi le personnel de la bibliothèque de l'école nationale polytechnique ainsi que celui de la bibliothèque du département de génie mécanique de L'U.S.T.H.B .

الهدف من هذه الدراسة يتلخص في محورين أساسيين :
من جهة حاولنا أن نتطرق لكل الجوانب التي تخص السيالان ثنائي الأحوال, جزء كبير من هذا العمل يخص العموميات و خاصة تقنيات القياس التجريبية.
من جهة أخرى تطرقنا إلى عدة نماذج نظرية للسيالان ثنائي الأحوال, اهتمامنا كان مركزا على سيالان مكون من خليط من هواء و ماء في أنبوب دائري, بعدها انتقلنا إلى حل رقمي لنموذج خلوي لسيالان مكون من جيوب و فقاعات في أنبوب عمودي بشقيه الثابت و المتغير من اجل معرفة مدى تأثير طول الجيوب والصيغ التجريبية النظرية التي تعطينا سرعة انتقال الجيوب على النتائج التي قورنت فيما بعد.

كلمات مفتاحية

السيالان ثنائي الأحوال, نماذج نظرية, خليط لغاز و سائل, نموذج خلوي, نموذج ثابت و المتغير, جيوب و فقاعات.

Résumé

L'objectif de ce travail est double, d'une part, on a essayé de reproduire tout ce qui concerne les écoulements diphasiques, une grande partie de cette thèse a été consacré aux généralités et surtout aux techniques expérimentales.
D'autre part on a abordé plusieurs formulations théoriques de l'écoulement diphasique, nous nous sommes intéressées à un écoulement de gaz et de liquide dans une conduite circulaire. Par la suite une résolution numérique d'un modèle cellulaire pour un écoulement à poches-bouchons dans une conduite verticale est faite par deux versions, l'une établi et l'autre évolutif afin de caractérisé l'influence de la longueur de poches et la validité des formules empiriques de vitesse de poches sur les résultats qui sont comparées.

Mots clés

Écoulement diphasique, modèles théoriques, mélange de gaz et de liquide, modèle cellulaire, modèle établi et évolutif, poches et bouchons.

Summary

The objective of this work is double, on the one hand, one tried to reproduce all that relates to the two phase flows. Most of this thesis was devoted to the general information and especially to the technical experimental.
In addition, one approached several theoretical formulations of the two phase flow. We were interested to a flow of gas and liquid in a circular piping, thereafter a numerical resolution of a cellular model for slug flow pattern in a vertical duct is made by two versions. One established and the other evolutionary in order to characterize the influence of slug length and empirical formulas of their speed on the results which are compared thereafter.

Key words:

Two phase flow, theoretical formulations, flow of gas and liquid, cellular model, established and evolutionary model, slug flow

Nomenclature**Latines**

- A : Aire de la conduite
 b_1, b_2 : Forces de volume
 $(C_f)_{f_0}$: Facteur de frottement du fluide
 C_1 : Premier coefficient de la loi de célérité de poche
 C_2 : Coefficient de Zukoski
 dp/dx : Gradient de pression
 D_m : Tenseur de déformation moyen
 D : Diamètre de la conduite
 d : Diamètre de bulles
 e_f : Épaisseur du film
 e_{f1} : Épaisseur du film à gradient de vitesse
 f_1, f_2 : Force par unité de volume de la phase 1 et 2.
 F_{12} : Force par unité de volume de l'écoulement entier.
 F_{w1}, F_{w2} : Forces à la paroi
 f_{is} : Facteur de frottement interfaciale
 f_{wf} : Facteur de frottement pariétal
 \underline{g} : Accélération de la pesanteur
 g : Flux de chaleur de conduction du mélange
 g^D : Flux de chaleur de diffusion
 g^T : Flux de chaleur turbulent
 G : Glissement
 $\langle G \rangle$: Moyenne spatiale d'une grandeur G
 \overline{G}_k : Moyenne Temporelle d'une grandeur G
 $G_{k\beta}$: Moyenne par configuration
 $\tilde{G}_{k\beta}$: Moyenne cellulaire
 $\overline{\overline{H}}_{21}$: Courbure moyenne
 h_2 : Enthalpie phasique
 i_m : Enthalpie du mélange
 \overline{k}_c : Conductivité thermique moyenne
 K_k^T : Conductivité turbulente
 K_{is} : Rugosité interfaciale film-poche
 $K_{w\beta}$: Rugosité de paroi dans la configuration β
 k : phases, G :Gaz, L :liquide, F :Film, P :Poche
 L_s : Longueur de poche
 $1/L_s$: Concentration surfacique totale
 L : Longueur de la conduite



- M_k^d : Forces de traînée totale
 M : Débit massique
 M_1 : Débit massique de la phase 1
 M_2 : Débit massique de la phase 2
 M_o : Nombre de Morton
 M_m : Source de quantité de mouvement du mélange
 P^{sat} : Pression de saturation
 \overline{P} : Pression moyenne de la phase K
 P_m : Pression du mélange
 q_e : Taux de transfert de chaleur
 q_{Ge} : Débit de gaz entraîné par le film
 q_G : Débit de gaz dans la cellule
 q_{GC} : Débit de gaz réinjecté au culot de la poche
 q_L : Débit du liquide
 R : Rayon de la conduite
 R_i : Rayon de l'interface
 R_e : Nombre de Reynolds
 R_K : Taux de phase K global
 $R_{K\beta}$: Taux de phase K dans la configuration β
 R_{GC} : Taux de gaz au culot de la poche
 S_1, S_2 : Sources massique
 $\overline{T_i}$: Température interfaciale
 $\overline{T_c}$: Température moyenne de la phase continue
 $\overline{T_k}$: Température moyenne de la phase K
 $\overline{u_m}$: Énergie interne du mélange
 $\overline{u_k}$: Énergie interne moyenne pondérée
 U : célérité des poches
 U_i^* : Vitesse de frottement interfaciale
 U_w^* : Vitesse de frottement pariétal
 $\overline{v_m}$: Vitesse du mélange
 $\overline{v_k}$: Vitesse moyenne pondérée de la phase K
 v_{1m} : Vitesse de diffusion de la phase 1
 v_{2m} : Vitesse de diffusion de la phase 2
 v_{kj} : Vitesse de dérive
 V^∞ : Vitesse infini
 V'_{fs0} : Vitesse du film dans le noyau
 $V'_{ps}(y)$: Vitesse locale du gaz dans la poche

w : Travail
 x : Coordonnée de l'axe vertical ascendant
 x' : Coordonnée de l'axe relatif vertical descendant
 y : coordonnée radiale



Grecques

ρ_m : Masse volumique du mélange
 ρ_k : Masse volumique moyenne de la phase K
 α_k : Taux de vide de la phase K
 α_1 : Taux de vide de la phase 1
 α_2 : Taux de vide de la phase 2
 α_c : Taux de vide de la phase continue ou rapport de cisaillement
 α_β : Taux de configuration β dans la cellule
 $\bar{\tau}$: Tenseur de pression visqueuse du mélange
 τ^T : Tenseur de pression turbulente du mélange
 τ^d : Tenseur de pression de diffusion
 $\tau_{w\beta}$: Contrainte de cisaillement pariétal
 τ_{is} : Contrainte de cisaillement interfaciale
 τ_w : Cisaillement à la paroi
 Φ_m^μ : Dissipation visqueuse du mélange
 Φ_m^σ : Effet de la tension superficielle dans l'équation de l'énergie thermique du mélange
 Φ_m^i : Effet de l'énergie mécanique interfaciale dans l'équation de l'énergie thermique du mélange
 σ : Tension superficielle.
 μ_1 : Viscosité dynamique de la phase 1
 μ_2 : Viscosité dynamique de la phase 2
 μ_m^{T*} : Coefficient de longueur du mélange
 Γ_k : Source massique pour la phase K
 θ : Inclinaison de la conduite
 X, ϕ_g, ϕ_g : Paramètres de Martinelli
 β : Configuration : S : Séparée, D : Dispersée
 δ_e : Épaisseur de gaz entraîné
 $\delta_{\beta c}$: Opérateur de moyenne cellulaire
 ε_{LD} : Dissipation dans le liquide
 $\tilde{\mu}_\beta$: Fonction de distribution des configurations β
 χ_β : Fonction de présence de configuration β
 ν_k : Viscosité cinématique de la phase k
 θ_β : Temps de passage de la configuration β
 θ_c : Période cellulaire.

Opérateurs mathématiques : ∇ : Opérateur du gradient $\nabla \cdot$: Opérateur de divergence

$$\frac{D}{Dt} = \frac{\partial}{\partial t} + v_m \cdot \nabla$$

$$\partial_t = \frac{\partial}{\partial t}$$

A : B : double produit de deux tenseurs (=scalaire)



Table des matières

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

Nomenclature

Introduction générale

01

➤ **CHAPITRE I : Généralités sur les écoulements diphasiques**

1. Généralités sur les écoulements diphasiques	03
1.1. Génie chimique	03
1.2. Génie nucléaire.....	04
1.3. Génie pétrolier	05
1.4. Les centrales thermiques	06
1.5. Les pompes air-lift	07
1.6. Lutte contre l'Eutrophisation	08
1.7. Autres exemples	08
2. Classification des écoulements diphasiques	09
2.1. Différentes Classifications.....	09
3. Les cartes d'écoulements	11
4. Critère de transition	12
5. Exemple d'une carte d'écoulement	13

➤ **CHAPITRE II : Les phénomènes diphasiques**

1. La coalescence	14
2. Le « flooding »	15
3. La Fluidisation	18
4. L'Atomisation	19
5. Masse apparente	20

➤ **CHAPITRE III : Techniques expérimentales**

1. Introduction.....	22
2. évolution du taux de vide dans une expérience d'écoulement d'air et d'eau	22
3. Techniques de mesures expérimentales	24
3.1. Visualisation	24
3.1.1. Visualisation par caméra (ou caméra Rapide)	24
3.2. Détecteur de phase	25
3.2.1. Sondes optiques	25
3.2.2. Sonde conductimétrique	25
3.2.3. Sonde optique monofibre à laser	26
3.3. Mesure de contenu liquide ou gaz.....	27
3.3.1. Manomètre différentiel	27
3.3.2. Mesure de l'épaisseur du film liquide : Conductimétrie ...	27
3.3.3. Mesure du contenu liquide par gammamétrie	28
3.4. Mesure de vitesse.....	29
3.4.1. Films (Fils) chauds	29
3.4.2. Anémomètre ionique	30
3.4.3. Anémométrie Laser à effet Doppler (LDA)	31
3.4.4. Vélométrie par Image de Particules (PIV)	33
3.4.5. Sondes capacitives	34
3.5. Mesure de la contrainte de cisaillement pariétale.....	34
3.5.1. Mesure de la contrainte de cisaillement pariétal : Electrochimie (Polarographie)	34
4. Traitement des signaux en écoulement diphasique.....	35
4.1. Signaux de film chaud	35
4.2. Signaux de bisonde optique (2 sondes simples séparées par une distance "a")	36

5. Exemple de réalisation des mesures	40
5.1. Vitesse de poche	40
5.2. Taux de gaz dans le bouchon	40
5.3. Mesure en bout de configuration bouchon	40
➤ <u>Chapitre IV: Modèle homogène</u>	
1. Définition d'un modèle	41
2. Le modèle homogène	41
3. Les différents paramètres du mélange.....	42
4. Les équations de conservation	43
5. Les équations constitutives	43
➤ <u>Chapitre V : Le Modèle séparé :</u>	
1. Le Modèle séparé :.....	47
2. Écoulement permanent avec considération des deux phases ensemble ... Mais avec des vitesses différentes	47
2.1. Équation de continuité	47
2.2. Équation de conservation de la quantité de mouvement	47
2.3. Équation de conservation de l'énergie.....	47
2.4. Gradient de pression	47
2.5. Évaluation du cisaillement à la paroi et le taux de vide α	48
3. Écoulement séparé où les deux phases sont considérées séparément	48
3.1.Équation de continuité	48
3.2.Équation de conservation de quantité de mouvement	49
4.Écoulement avec changement de phase	49
4.1.Équation de conservation de quantité de mouvement	49
5.Écoulement où la force de l'inertie est dominante	49

6. Modèle à vitesse de dérive	49
6.1. Vitesse de dérive	49
6.2. Expressions du taux de vide et de la densité moyenne	50
6.3.Écoulement gravitaire sans cisaillement de paroi.....	50
6.3.1. Premier cas : suspension de bulles dans un liquide.....	50
6.3.2. Deuxième cas : suspension de particules solides..... dans un fluide	50
6.3.3. Remarques sur l'analyse des écoulements gravitaires.....	50
7. Modèle à ondes	51
➤ <u>Chapitre VI : Modèle cellulaire</u>	
1. Modèle cellulaire	52
1.1. Le régime à poches et à bouchons	52
2. Bases de la modélisation	53
2.1. Notion de cellule moyenne équivalente	53
2.2. Opérateurs de moyenne	53
3. Équations de base.....	55
4. Lois de fermeture dans la zone film-poche	56
5. Lois de fermeture dans le bouchon.....	59
6. Lois de fermeture des interactions poches-bouchon	59
7. Modèle de l'écoulement intermittent	60
7.1. Principe de calcul.....	60
➤ <u>Chapitre VII : Expérimentation numérique</u>	
1. Organigramme pour un modèle évolutif	61
2. Organigramme pour un modèle établi.....	63
3. Application numérique du Modèle cellulaire établi	65



3. a. Représentation des résultats.....	66
3. b. Discussion du modèle établi	71
4. Étude comparative entre le Modèle cellulaire évolutif et le modèle..... cellulaire établi	72
5. Application numérique du modèle évolutif	72
5. a. Représentation des résultats de comparaison	73
5. b. Discussion du modèle évolutif.....	75
Conclusion générale	76
Bibliographie	

المدسة الوطنفة المفعدة الففنفاف
BIBLIOTHEQUE — المفففففة
Ecole Nationale Polytechnique

Introduction générale

Introduction générale :

Très tôt, les scientifiques se sont intéressés aux écoulements de fluides. Et peu à peu il s'est constitué une somme très importante de travaux englobant des domaines tel que : l'hydraulique, l'aérodynamique et la turbulence, etc. mais jusque la première moitié du siècle on étudiait des écoulements monophasiques c'est-à-dire a un seul composant. Cependant, dans la réalité, ceci est généralement faux en effet nous avons affaire dans la nature le plus souvent, à des mélanges de plusieurs composants. C'est ainsi ,pour combler cette lacune que les chercheurs se sont intéressés aux écoulements multiphasiques ; et parmi ceux-ci aux écoulements diphasiques (c'est-à-dire a deux phases).

L'intérêt d'aborder ce thème et immense, les questions de sécurité industrielle et d'économie forte passe par la maîtrise de ces écoulements qui interviennent dans les grands pôles de l'industrie mondiale tel que l'industrie nucléaire et pétrolière.

On définit un écoulement diphasique comme un écoulement simultané de deux substances qui peuvent être de même nature chimique tel que l'écoulement eau-vapeur ou de nature chimique différentes. Comme on peut aussi considérer l'écoulement de deux substances de même état physique comme un écoulement diphasique tel que l'écoulement de deux liquides immiscibles.

L'objet de ce travail est d'essayer d'une part de donner le maximum d'informations concernant un écoulement diphasiques et d'autre part d'établir deux modèles décrivant un écoulement diphasiques et les résoudre numériquement qui sont les modèles homogène et cellulaire.

Dans le but d'atteindre le premier objectif, les chapitres 1,2 sont établit.

Dans le chapitre 1, on a représenté des généralités concernant les écoulements diphasiques en commençant par les divers domaines ou interviennent les écoulements diphasiques (génie chimique, génie pétrolier, génie nucléaire,..... etc.) ensuite un point très important qui concerne la classification de ces écoulements (poche, annulaire, stratifié,..... etc.) et bien sur d'aborder ensuite les critères de transition entre les différents régimes et par conséquent l'élaboration d'une carte d'écoulement.

Dans le deuxième chapitre ,on a parlé des phénomènes qui peuvent se manifester en écoulements diphasiques et qui sont nombreux et diversifiées ,on a essayé de décrire les plus importants tel que la coalescence ,le « flooding »,la fluidisation,l'atomisation et le phénomène de masse apparente.

La validité des résultats d'un modèle est assuré par l'expérimentation c'est pourquoi le chapitre 3 qui est d'une importance extrême est consacré aux techniques d'expérimentations en écoulement diphasiques (mesure de la pression,débit,taux de gaz ,vitesses,..... etc.).

L'établissement d'un modèle décrivant un écoulement diphasique passe obligatoirement par une description théorique des différents modèles existant dans la littérature.

Le chapitre 4 vient décrire le modèle homogène qui est le modèle fondamentale et qui considère le mélange comme étant un tout, il est décrit par trois équations de conservation auxquelles vient s'ajouter en général soit une équation de conservation de la masse phasique,

soit une équation de propagation du taux de vide, il est complété par des équations constitutives.

Le chapitre 5 parle du modèle séparé ou les phases sont prises séparément donc deux équations de conservation phasique complétées par des conditions de transfert à l'interface et des équations constitutives.

Le chapitre 6 décrit le modèle cellulaire c'est le modèle de base concernant notre thèse parce qu'il tient en compte des divers interactions entre les différentes composantes de l'écoulement, c'est pour cela que vient le chapitre 7 qui présente une modélisation numérique du modèle cellulaire qui permet la pré-détermination du gradient de pression du taux de gaz global et de grandeurs caractéristiques de l'intermittence dans un écoulement à poches et bouchons en conduite verticale, la fermeture du modèle est assuré par des lois constitutives.

Enfin, on a exposé les résultats obtenus et une discussion de la validité de ces résultats, leur cohérence et la possibilité d'application en conditions réelles.

Chapitre I
Généralités sur les écoulements
diphasiques

1. Généralités sur les écoulements diphasiques :

Les différents processus rencontrés dans la vie sont des écoulements diphasiques, ces écoulements sont devenus très importants dans plusieurs branches technologiques, non seulement les technologies industrielles, mais aussi un nombre très important de phénomènes naturels, donc ce développement exige l'intérêt d'étudier ce type d'écoulement, à titre d'exemple on ne peut pas parler d'un système nucléaire fiable sans maîtriser les écoulements diphasiques, on peut donner maintenant quelques exemples :

- Les systèmes nucléaires : tel que les réacteurs.
- Les systèmes de transfert de chaleur : tel que les condenseurs.
- Les systèmes de transport : tel que les pompes air-lift.
- Les systèmes de lubrification : tel que la lubrification diphasique.
- Les systèmes biologiques : tel que l'écoulement du sang.

De plus les écoulements diphasiques peuvent se rencontrer aussi dans les systèmes de lutte contre des phénomènes nuisibles à l'éco-système tel que : l'eutrophisation et la pollution.

On peut dire en quelques mots qu'un développement durable qui respecte l'environnement exige une maîtrise des écoulements diphasiques. Aussi, tous les phénomènes de la nature impliquent des écoulements polyphasiques dont la compréhension passe nécessairement par celle du diphasique.

Les processus industriels font appel dans de multiples domaines à l'utilisation de fluides, liquides ou gaz. Depuis quelques années le développement des procédés techniques en génie chimique, le refroidissement en génie nucléaire et le transport en génie pétrolier principalement a posé aux ingénieurs et aux chercheurs de nombreux problèmes d'écoulement multiphasique.

On peut rencontrer les écoulements diphasiques dans plusieurs domaines dont les plus importants sont :

1.1. Génie chimique :

Il s'agit d'optimiser les échanges entre phases au sein d'un réacteur (lit fluidisé par exemple).

Les quantités de matière (ou de chaleur) échangées ou transformées dans une opération industrielle sont proportionnelles à une différence de potentiel et à la surface offerte. On a donc intérêt à avoir une surface maximale par unité de volume de contacteur. Dans ce but, on utilise des milieux « dispersés » constitués, par exemple, par des bulles de gaz dans un liquide ou par de fines particules dans un courant fluide. Dans tous les cas, on essaie de maintenir une surface de contact importante en évitant, si c'est nécessaire, les phénomènes de coalescence entre les gouttes ou entre les bulles de gaz. Pour obtenir de bonnes intensités de transfert, il est essentiel que les tailles des globules ou des particules soient petites, et aussi relativement uniformes. On s'oriente de plus en plus vers l'utilisation de contacteurs à trois phases, par exemple la fluidisation de particules solides par un liquide avec injection de gaz. Des applications intéressantes sont envisagées en bio-industrie.

Les réactions chimiques se déroulent d'autant mieux que les molécules entrent en contact fréquemment. Dans le cas d'un mélange monophasique, une agitation mécanique augmente les fréquences de rencontre des molécules. Dans le cas où les réactifs sont de phases différentes, plus la surface de contact est grande entre les phases, plus la réactivité des composés et la vitesse de la réaction sont importants. Dans ce but, on réalise des dispersions, par exemple de bulles de gaz ou de fines particules dans un liquide. On utilise alors des

colonnes à bulles (dispersion gaz / liquide), des réacteurs en lit fluidisé (dispersion gaz / solide) ou des cuves agitées mécaniquement.

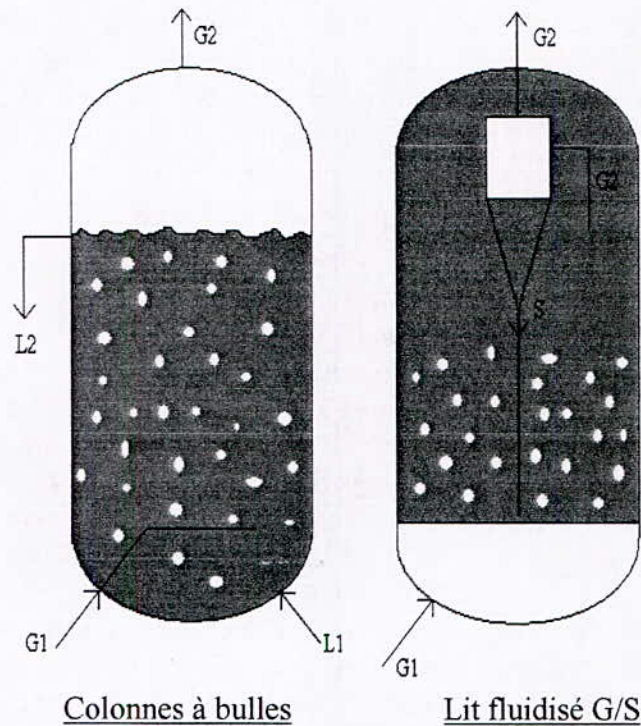


Fig1.1:Colonnes à bulles et lit fluidisé

1.2. Génie nucléaire :

Un réacteur nucléaire est constitué de :

1. combustible nucléaire (Uranium 235 par exemple).
2. Un modérateur qui a pour but le ralentissement des neutrons rapides au niveau thermique par collisions élastiques (Eau par exemple).
3. Le gainage du combustible qui a pour but de le protéger chimiquement et d'empêcher le dégagement des produits de fission dans le fluide de refroidissement (Aluminium par exemple).
4. le système de refroidissement : C'est ce qui nous intéresse le plus, car le ralentissement des produits de fission par la matière environnante puis l'absorption des rayonnements et le ralentissement des neutrons par le modérateur sont accompagnés par un dégagement de chaleur. Cette énergie calorifique, évacuée à l'aide d'un fluide de refroidissement, peut être récupérable partiellement sous forme d'énergie mécanique ou électrique.

Les écoulements diphasiques interviennent pour prévoir le comportement des circuits de refroidissement des réacteurs nucléaires. La connaissance approfondie de la thermohydraulique des écoulements diphasiques est nécessaire, il s'agit de prévoir :

- La chute de pression ΔP .
- La répartition de vapeur.
- Les températures des parois.

Les écoulements diphasiques observés dans ces systèmes sont du type eau-vapeur d'eau. Ce qui nous intéresse le plus en génie nucléaire c'est d'assurer la sécurité des installations qui

d'une part fonctionnent souvent en régime diphasique eau-vapeur, dans les échangeurs thermiques primaires, et d'autre part peuvent se trouver plus gravement dans cette situation lors d'une dépressurisation accidentelle.

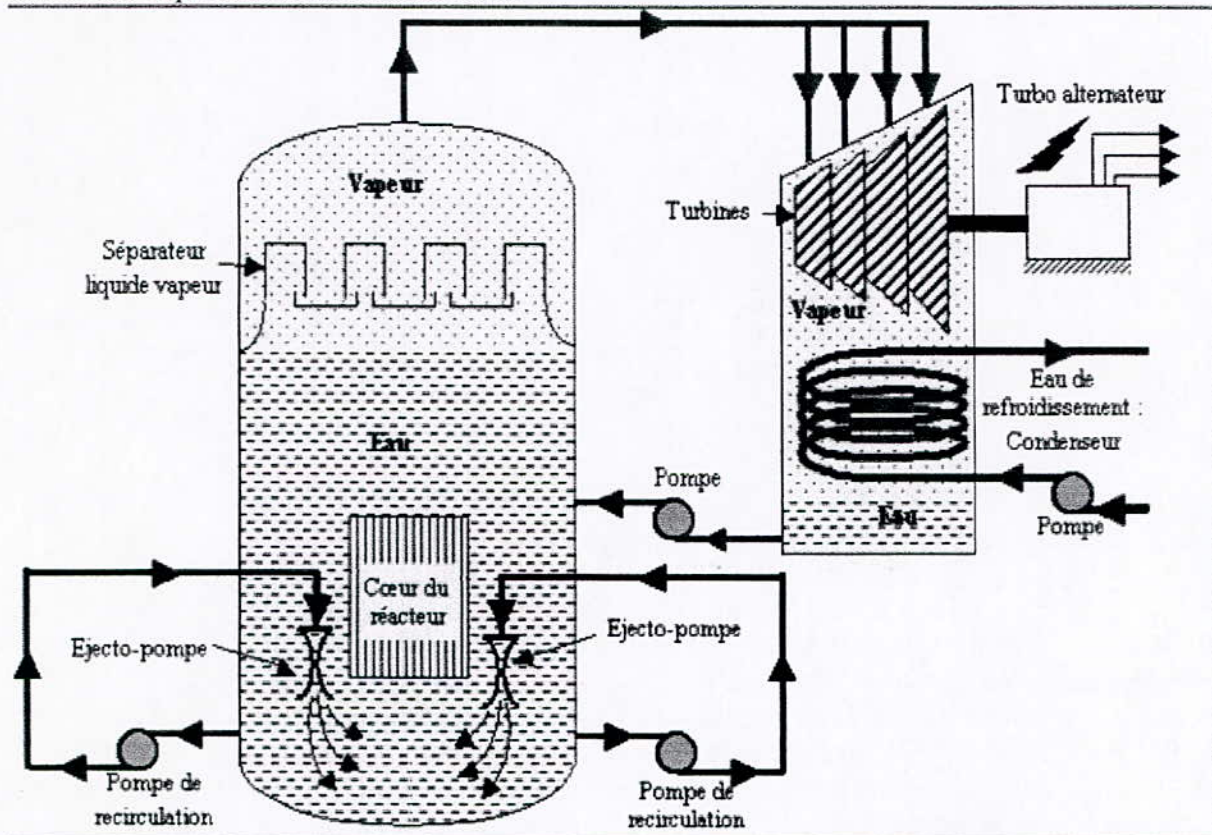


Fig1.2. Schéma de fonctionnement d'un Réacteur nucléaire à Eau Bouillante (BWR)

1.3. Génie pétrolier :

Les écoulements gaz-liquide sont fréquemment rencontrés surtout dans l'exploitation des gisements. En exploitation naturelle, le pétrole est extrait sous l'effet de la pression exercée par le gaz sur le liquide, et en exploitation assistée on injecte du gaz sous pression dans la poche du gisement.

La récupération de type « secondaire » est obtenue par l'injection, au moyen de puits spéciaux, de fluides tels que le gaz extrait du puits associé au pétrole et fortement comprimé ou du gaz de pétrole liquéfié (butane / propane) ou encore de l'eau. Cette dernière pratique étant courante, mais moins efficace.

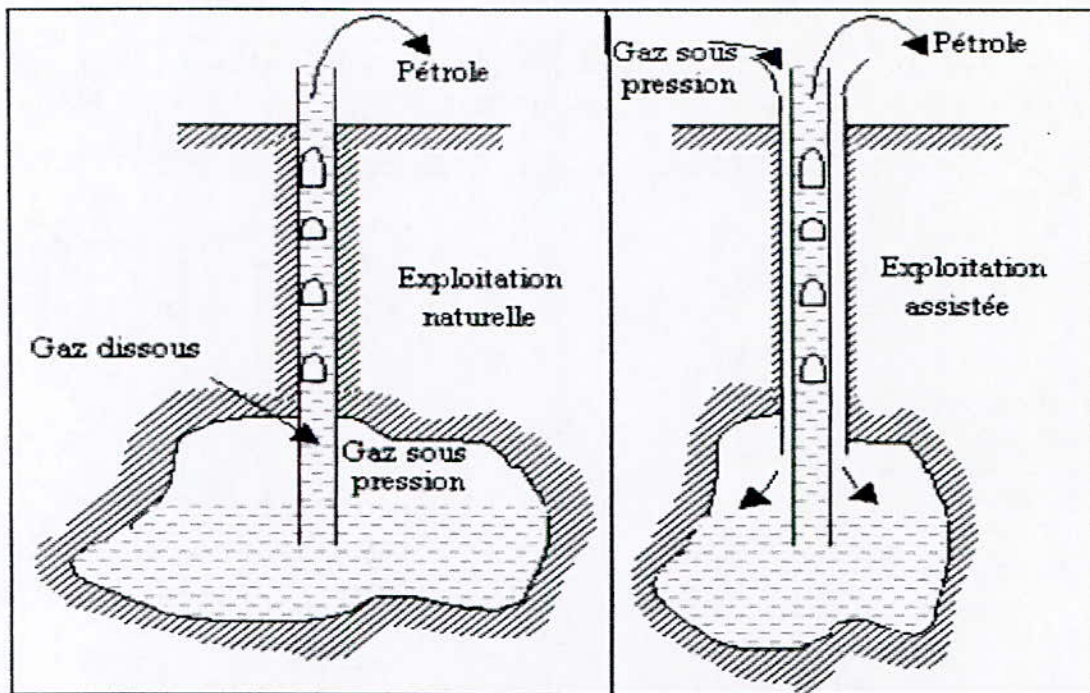


Fig1.3 : Exploitation des gisements de pétrole (écoulements diphasiques)

On est aussi fréquemment confronté à des écoulements diphasiques notamment dans les puits de pétrole produisant un mélange d'huile, d'eau et de gaz. Les techniques actuelles consistant à séparer les phases à la sortie du puits nécessitent des installations lourdes et coûteuses, spécialement dans les gisements marins.

Pour la production pétrolière en mer, on recueille en surface, la production du gisement, on fait la séparation et recompression des phases liquide et gazeuse. Chacune de ces phases est transportée par une conduite. Une solution économique serait d'avoir une conduite unique pour le transport.

1.4. Les centrales thermiques :

L'électricité est produite dans les centrales électriques au moyen d'un turboalternateur à eau ou à vapeur qui actionne un générateur. La plus grande partie de l'électricité mondiale est produite dans des usines thermiques alimentées au charbon, au fioul, à l'énergie nucléaire ou au gaz et en de plus petites proportions au diesel et autres installations à combustion interne ou dans des usines hydroélectriques. Les centrales thermiques classiques appelées aussi centrales à flamme produisent de l'électricité par la combustion du charbon du fioul ou du gaz. Elles sont équipées d'un générateur de vapeur d'une turbine et d'un condenseur. Les différentes sources d'énergie peuvent être classées selon leur capacité calorifique.

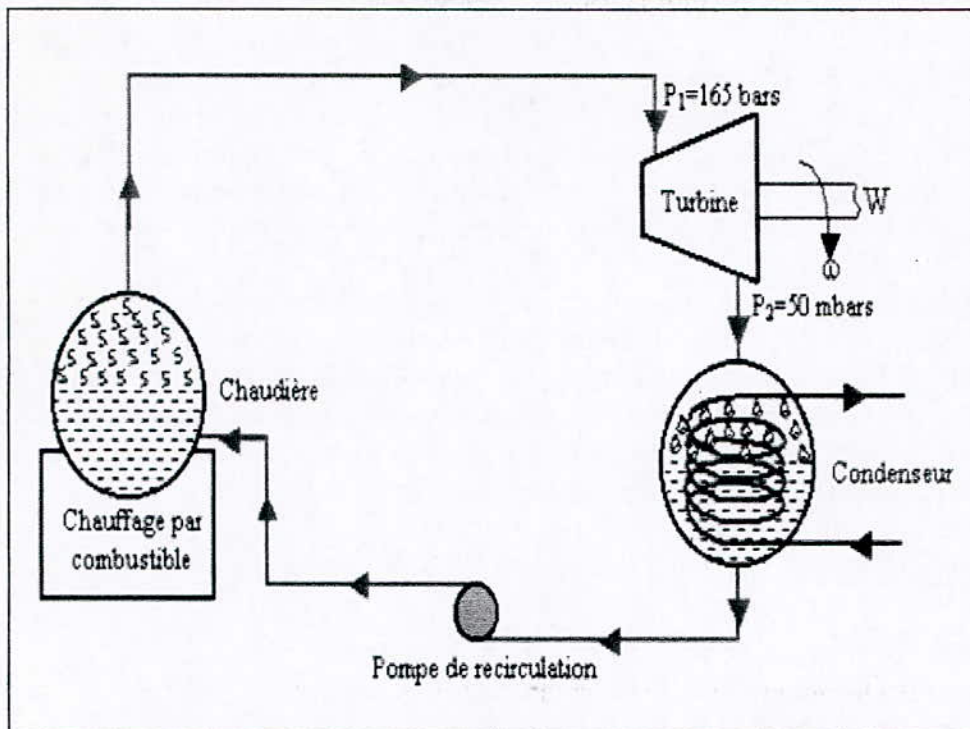


Fig1.4 : Schéma de fonctionnement d'une centrale thermique

1.5. Les pompes air-lift :

Les pompes air-lift constituent une bonne méthode pour le transport verticale du liquide et aussi le transport d'un mélange de solide-liquide. Les systèmes air-lift sont utilisés depuis plusieurs années. Ces pompes sont facile à installer et ne sont pas détruite en pompant même des particules solides.

Elles fonctionnent en injectant de l'air sous pression. Cette injection fournit un mélange de bulles d'air et du liquide.

Le schéma ci-dessous représente le système air-lift.

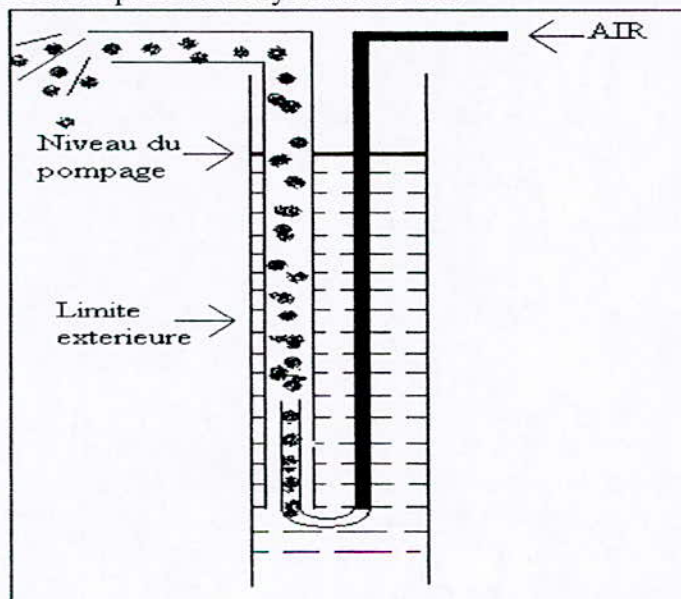


Fig1.5 : Pompage air-lift

1.6. Lutte contre l'Eutrophisation :

Le phénomène de l'eutrophisation est à l'origine de nombreuses nuisances. Il a été observé dans un nombre croissant de lacs et réservoirs. C'est un processus provoqué par les activités de l'homme dans les domaines de l'urbanisation, de l'industrie et de l'agriculture (source de nutriments). Ces activités risquent d'entraîner un état d'enrichissement à un point tel qu'il en résulte des nuisances pour l'écosystème et donc pour l'homme à travers la qualité de l'eau.

Comme l'eutrophisation nuit à la potabilité de l'eau, il est nécessaire pour la rendre propre à la consommation de lui faire subir des traitements complexes et coûteux.

Les techniques de restauration des lacs ou prévention contre l'eutrophisation sont nombreuses (chimiques, biologiques, mécaniques,...). On injecte généralement de l'oxygène, donc on aura un écoulement avec deux phases qu'il faut étudier. Par conséquent, on ne peut pas lutter contre ce phénomène sans maîtriser les écoulements diphasiques.

1.7. Autres exemples :

- Système de transfert de chaleur (machines frigorifiques)
- Système de transport (pompe air-lift, boues)
- Contrôle de l'environnement (climatiseurs)
- Phénomènes naturels (transport solide)
- Evaporateurs, condenseurs
- Station d'épuration
- Dessalement d'eau de mer
- Formation des glaces
- Stérilisation du lait par le procédé UHT

2. Classification des écoulements diphasiques :

Il existe une variété d'écoulements diphasiques selon des combinaisons géométriques des deux phases appelées configurations ainsi sur la nature de l'écoulement de chaque phase.

Le classement préliminaire est celui établi par la nature qui prend en compte l'état chimique de la matière selon les conditions de température et de pression. On retrouve une matrice de trois états ou quatre au plus, solide, liquide, phases gazeuses et plasma. Selon ce critère, on retient 4 classes :

- 1) mélange gaz- solide.
- 2) mélange gaz- liquide.
- 3) mélange liquide - solide
- 4) mélange à deux liquides non - miscible.

En général, toute étude repose sur la spécification de géométrie de l'interface qui joue un rôle important dans la recherche d'une solution d'un problème donné comme on l'a signalé précédemment. Donc, il est nécessaire dans un premier lieu de se donner les différentes géométries des interfaces rencontrées dans la pratique. Pour des raisons de faciliter et de simplification, on procède dans ce genre de problème à regrouper ces écoulements par configuration.

A l'image des écoulements monophasiques qui sont classés sur la base de la nature de l'écoulement en laminaire, transitoire et turbulent. On peut affirmer d'après ce qui précède que pour les écoulements diphasiques, la classification de base se fait à l'aide de deux paramètres principaux qui sont : la forme géométrique de l'interface et les distributions topographiques de chaque phase.

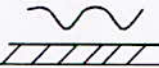
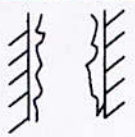

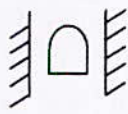
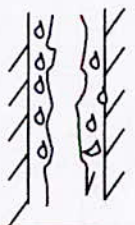
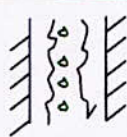

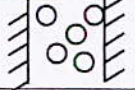

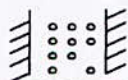
2.1. Différentes Classifications :

En suivant ces paramètres, un prototype de classification est fourni par Zuber, Ishii et Kocamustafaogullari (1971), cf. Ishii (1975) dans lequel on retrouve trois grands ensemble : écoulements séparés, écoulements transitoires ou mélangés et écoulements dispersés. A l'intérieur de chaque ensemble, on peut distinguer encore une multitude d'écoulements.

Ainsi, rien que pour l'écoulement séparé, on retrouve la grande catégorie des écoulements à surface libre qui comprend l'écoulement à film, stratifiés et à jet.

La classe des écoulements dispersés peut également être ramenée encore à plusieurs types en suivant la forme de la phase dispersée. Ainsi, dépendant de la géométrie de l'interface, on peut considérer dans le cas des particules solides les formes sphériques, elliptiques, granulaires. En fin, les écoulements dispersés rassemblent les trois régimes : bulles, gouttelette ou brume et écoulement de particules ou dans chaque régime la géométrie de la dispersion peut être sphérique, elliptique.

Notons que suite à la variation de l'interface qui peut s'effectuer graduellement. On retrouve alors la troisième classe caractérisée par la présence de la configuration séparée et dispersée (voir tableau I-1). C'est la classe de mélange ou transitoire.

Classe	Type de régime	Géométrie	Configuration	Exemples
Écoulement séparé	Écoulement de film		- Film de Liquide dans le gaz - Film de gaz dans le liquide	Film se refroidissant film boiling
	Écoulement annulaire		Film de noyau et de gaz – liquide Film de noyau et de liquide de gaz	- film bouillant - condensateurs
	Jet flow		Gicleur de Liquide en gaz Gicleur de gaz en liquide	Condensateur à injection - atomisation
Mélange ou écoulement	Écoulement de prise		Paquet de gaz dans le liquide	Sodium bouillant dans la convection obligatoire (surrégénérateur rapide en métal liquide)
Transitoire	Écoulement annulaire		Bulles de gaz en film de liquide avec le noyau de gaz	Vaporisateurs avec la nucléation de mur
	Écoulement annulaire de Gouttelette		Noyau de gaz avec les gouttelettes et le film de liquide	Générateur de vapeur
	Écoulement annulaire de gouttelette de bulles		Intoxiquer le noyau avec des gouttelettes et le film liquide avec le gaz bouillonne	Canal d'ébullition nucléaire de réacteur
Écoulement dispersé	Écoulement de bulles		Bulles de gaz dans le liquide	réacteurs Chimiques
	Écoulement de gouttelette		Gouttelettes liquides en gaz	Jet se refroidissant
	Écoulement de particules		Particules dans le gaz ou le liquide	Transport de blé

Classifications des régimes d'écoulement

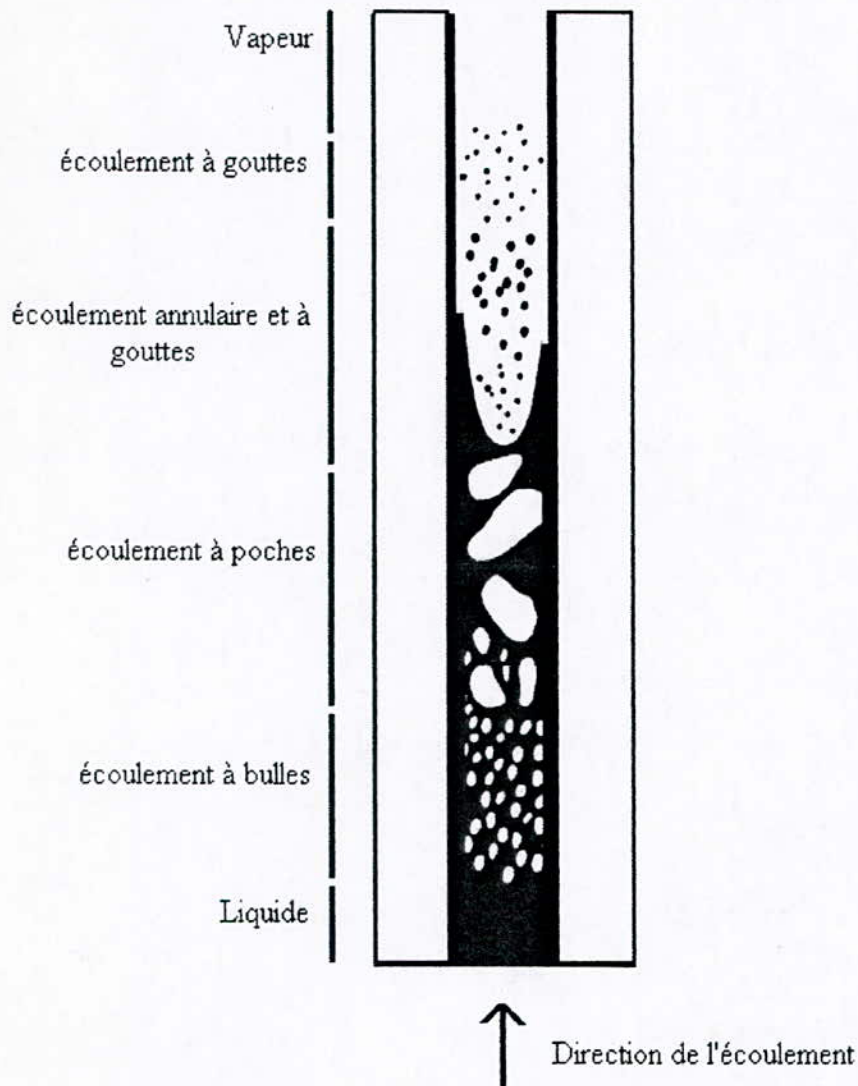


Fig1.7 : Écoulement de l'eau dans un tube verticale surchauffée

3. Les cartes d'écoulements :

Ainsi certains auteurs, tel que DUKLER, GOVIER et ROS proposent des cartes d'écoulement en fonction des vitesses superficielles du gaz et du liquide (U_G et U_L), afin de déterminer le régime d'écoulement. Il est évident que ces cartes d'écoulements sont différentes d'un auteur à un autre et ce en raison de plusieurs paramètres : Subjectivité de chaque expérimentation dans l'observation et a qualification de chaque régime.

Dans les conditions d'écoulement et d'expérimentation de chaque auteur, la corrélation n'est pas évidente ;

La détermination de ces cartes ne tient compte que des vitesses superficielles du gaz et du liquide.

4. Critère de transition :

En fonction des instruments de mesures expérimentales, des critères de transition ont été définis par certains auteurs.

4.1. GOVIER et AZIZ (1972) :

Bulle	Poche	→	phénomène de coalescence.
Poche	Ecume		
			instabilité du film.
$Y = \left(\frac{\rho_L \cdot \sigma_{WA}}{\rho_W \cdot \sigma} \right)$			$X = \left(\frac{\rho_G}{\rho_A} \right) * Y$

L et G : relatives aux liquides et au gaz.

W et A : relatives à l'eau et à l'air.

Bulles/poches : $Y.U_L = 0.01 (1.96U_G)^{5.81}$;

Poches/Ecumes : $Y.U_L = 0.236(X.U_G - 8.61)$ si $Y.U_L < 4$;

Ecumes/Annulaires : $Y.U_L = 0.01(X.U_G/70)$ si $Y.U_L < 4$;

Poches/Annulaires : $X.U_G = 26.5$ si $Y.U_L > 4$.

4.2. ROS (1961) :

Il introduit d'autres groupes adimensionnels :

Nombre de vitesse liquide : $N = U_L \left(\frac{\rho}{g \cdot \sigma_L} \right)^{1/4}$;

Nombre de vitesse de gaz : $N_G = U_G \left(\frac{\rho}{g \cdot \sigma_L} \right)^{1/4}$;

Nombre de diamètre : $N_D = D \left(\frac{\rho_L \cdot g}{\sigma} \right)^{1/2}$.

Bulles /Poches : $N_G < L_1 + L_2 \cdot N$;

Poches /Ecumes : $N_G < 50 + 36 \cdot N$;

Ecumes/Annulaires : $N_G > 75 + 84 \cdot N^{0.75}$.

L_1, L_2 sont déterminés à partir d'abaque en fonction de N_D .

4.3. GRIFFITH et WALLIS (1961) :

Ils utilisent des nombres adimensionnels :

$$NF_m = \left[\frac{Q_G + Q_L}{A} \right]^2 / g \cdot D ;$$

$$N_Q = \frac{Q_G}{Q_G + Q_L}.$$

La transition bulles- bouchons étant définie par :

$$\frac{Q_G}{Q_G + Q_L} < L \quad \text{Avec} \quad L > 0.13$$

$$\text{Et } L = 1.07 - \frac{0.2218}{D} * \left(\frac{Q_G + Q_L}{A} \right)^2$$

4.4. TAITEL-BORNEA et DUKLER (1958) :

Deux zones d'écoulements à bulles sont déterminées :

*aux faibles débits de liquide : transition bulle-poche par coalescence avec le pourcentage de gaz à la transition $\alpha_T = 25\%$. Au vu des travaux de HARMATHY (1960), nous avons :

$$U_L = 3U_G - 1.15 \left(\frac{g(\Delta\rho)\sigma}{\rho_L^2} \right)^{1/4}$$

*aux forts débits liquides, la turbulence dans le liquide détruit les zones de bulles :

$$U_L + U_G = 4 \left(\frac{D^{0.419} (\sigma / \rho_L)^{0.089}}{U_L^{0.072}} * \left(\frac{g(\Delta\rho)}{\rho_L} \right)^{0.446} \right)$$

Cette transition est valable tant que le taux de gaz reste inférieur au taux de tassement : $\alpha_T = 52\%$

5. Exemple d'une carte d'écoulement :

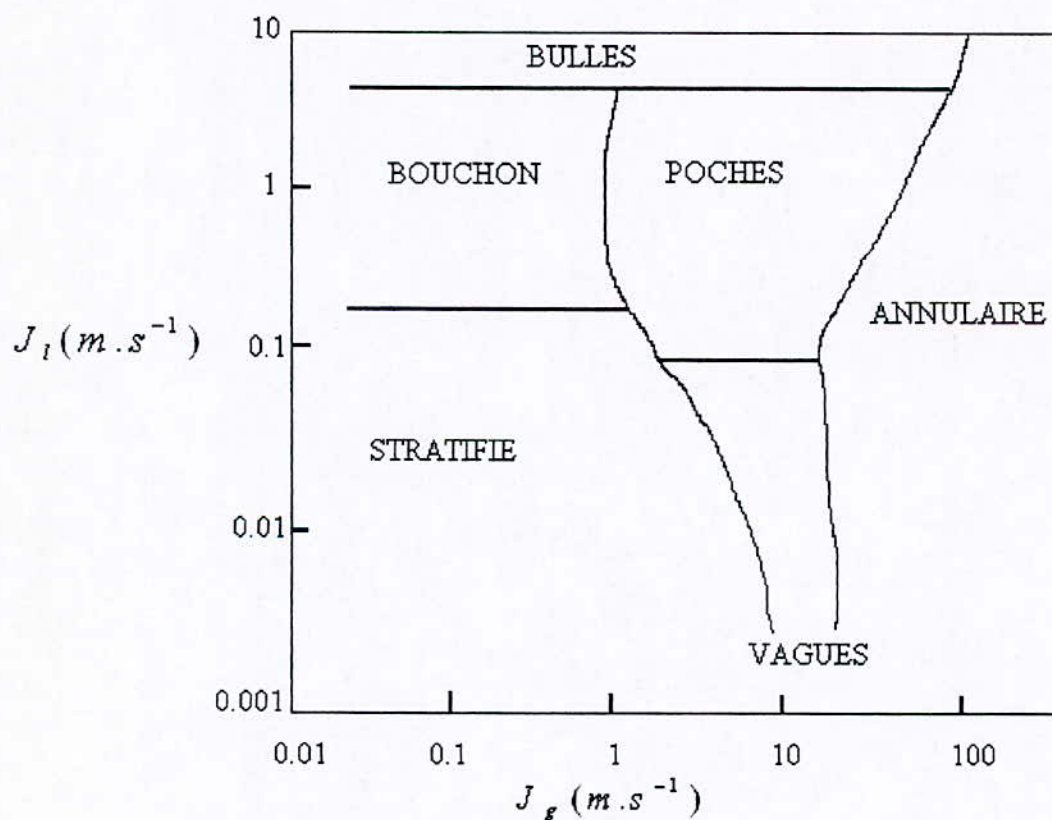


Fig1.8 : Carte d'écoulement proposée par MANDHANE et AL (1974)

Chapitre II
Les Phénomènes diphasiques

1. La coalescence :

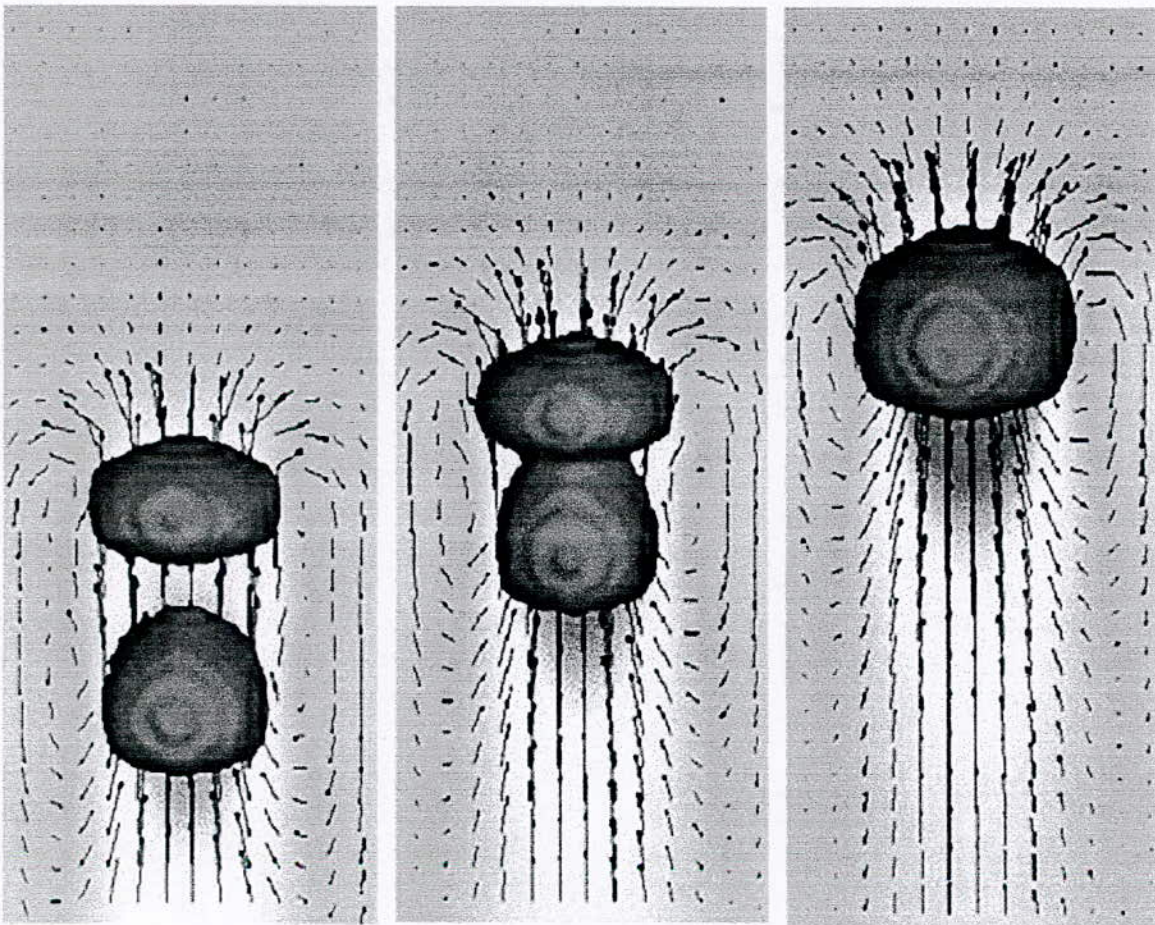
L'évolution de beaucoup d'écoulements diphasiques dépend beaucoup du fait que si les bulles avaient une vitesse proche les unes des autres coalescent ou non.

Les situations qui peuvent accroître cette vitesse sont :

- des bulles en mouvement de remontée dans un tuyau, la plus élevée attrape la plus basse.
- Le contact forcé des bulles qui grandissent dans un orifice.
- La montée d'une bulle vers une surface libre (qui peut être considéré comme bulle infinie).

Dans les liquides à basses vitesses, et dans beaucoup d'autres situations deux processus sont en compétition :

- 1) La partie liquide entre les bulles est dégagée, accompagnée par un écrasement de la surface des bulles. ensuite il se forme un trou qui agrandit à cause de la tension superficielle et les bulles deviennent une seule grande bulle.
- 2) La déformation des bulles augmente leurs surfaces et donc l'énergie libre du système. Les bulles par suite ralentissent et éventuellement rebondit si la première étape n'est pas encore complète.



FigII.1: Deux bulles qui se coalescent

2. Le « flooding » :

Le phénomène du « flooding » limite la stabilité du film liquide qui écoule sur les parois de la conduite dans laquelle le gaz est en mouvement ascendant.

Dans ce qui suit, on va essayer de décrire brièvement le phénomène du « flooding ». Si un film liquide existe le long de la périphérie d'un tube vertical, il écoule en mouvement descendant sur les parois de la conduite sous l'influence de la gravité.

Le film liquide n'est pas lisse mais il contient des ondulations sur sa surface qui n'affectent pas sa stabilité, ces ondulations ne croissent pas beaucoup, et le film liquide peut être enlevé au bas de la conduite.

Si maintenant un gaz est introduit au bas du canal avec un débit qui augmente progressivement depuis le zéro, l'écoulement du liquide continue à exister mais devient plus perturbé jusqu'à une valeur critique du débit du gaz, une portion du liquide va prendre un mouvement ascendant le long du tube. Le phénomène qui a causé cette transition est appelé le « flooding ». Le « flooding » est très important dans les processus industriels, et par conséquent devient un sujet de base à étudier dans le but de construire des méthodes par lesquelles les conditions du « flooding » sont calculées.

Il existe actuellement un très grand nombre d'équations de corrélations à la disposition de l'ingénieur qui souhaite prédire la vitesse du gaz de « flooding » dans une situation donnée. Ces corrélations sont de deux types. Le premier groupe se base sur les résultats expérimentaux du « flooding » pour lesquels on ajoute une analyse dimensionnelle. Ce type de corrélations empiriques doit être utilisé avec précautions, surtout lorsque les résultats ont été obtenus dans des conditions différentes ou avec des fluides autres que celles utilisées pour déterminer la corrélation.

Le deuxième groupe d'équations est basé sur la modélisation physique et mathématique du « flooding » et par conséquent elles seront largement utilisées par la suite.

Le terme « flooding » dans un écoulement diphasique contre-courant est utilisé pour décrire la transition d'un régime d'écoulement dans lequel l'interaction entre le gaz et le liquide est insignifiante vers un régime d'écoulement dans lequel l'écoulement du gaz résulte d'un écoulement de liquide co-courant.

Pratiquement, pour un débit du liquide constant, cette transition se produit brusquement. Au-dessous de la vitesse de flooding, le gaz a quelques effets sur les ondulations de l'écoulement du liquide mais n'affecte pas le profil de vitesse du film liquide. Par contre la transition est accompagnée par une croissance de la résistance interfaciale et l'épaisseur du film liquide et le renversement de la direction du liquide.

de la même façon on peut dire que le phénomène du « flooding » constitue dans un écoulement co-courant une transition d'un écoulement séparé avec interactions négligeables entre le gaz et le liquide à un écoulement annulaire avec des ondes et probablement une croissance brusque significative de cisaillement interfaciale.

L'étude du « flooding » est très intéressante dans plusieurs industries tel que les condenseurs, les réacteurs nucléaires et leurs sécurités.

Le « flooding » dans un écoulement à contre-courant :

Dans ce qui suit on va présenter avec plus de détails les corrélations et les différentes formulations du « flooding ».

La corrélation qui est la plus adaptée parmi les corrélations concernant le flooding c'est celle de Wallis :

$$U_{gs}^* \frac{1}{2} + U_{fs}^* \frac{1}{2} = c$$

Avec :

$$U_{gs}^* = \frac{U_{gs}}{\sqrt{gD} \sqrt{\rho_f / \rho_g}} \quad \text{Et} \quad U_{fs}^* = \frac{U_{fs}}{\sqrt{gD}} \quad \text{tant que } \rho_f \gg \rho_g$$

Pour un film liquide de faible épaisseur, on peut écrire :

$$U_g = U_{gs}$$

Et

$$U_f = U_{fs} \frac{D}{4\delta}$$

L'équation de Wallis peut être réduite à la forme :

$$U_g = \sqrt{\frac{\rho_f}{\rho_g}} \sqrt{gD} \left[c - \left(\frac{4g\rho_f\delta^3}{3\mu D} \right)^{\frac{1}{2}} \right]^2$$

Autres corrélations :

Corrélation de Kutateladze :

$$U_g = 3.2 \left(\frac{g\sigma}{\rho_f} \right)^{\frac{1}{4}} \sqrt{\frac{\rho_f}{\rho_g}}$$

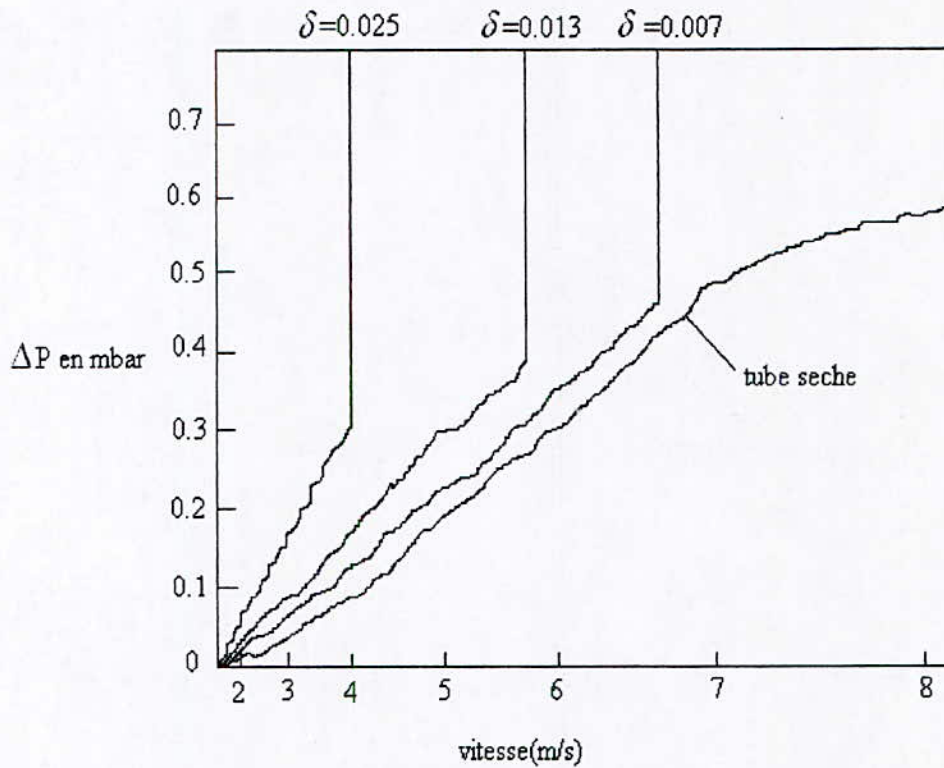
Corrélation de Tobilevich :

$$U_g = \frac{1}{b} \left(\frac{g\sigma}{\rho_f} \right)^{\frac{1}{4}} \sqrt{\frac{\rho_f}{\rho_g}} \left(\frac{\rho_f}{\rho_g} \right)^{0.2} \ln \left\{ \frac{3c\mu\sqrt{gD^3}}{\delta^3 \rho_g} \right\}$$

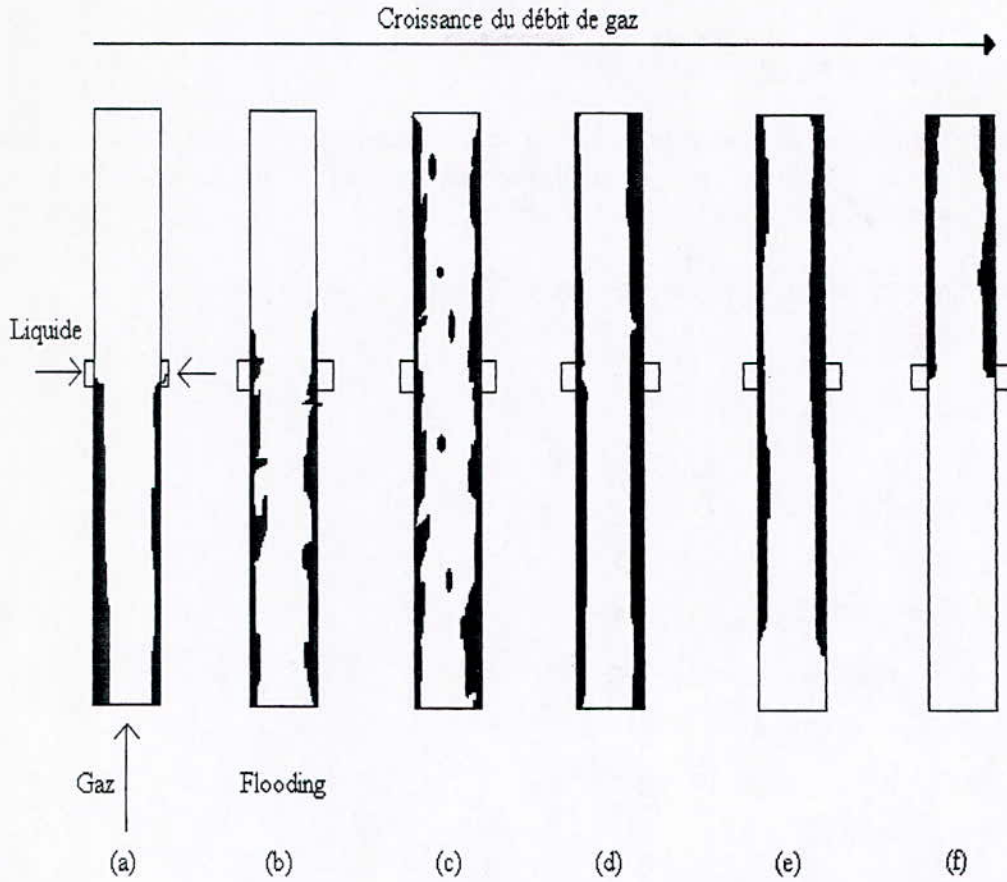
Test expérimental concernant le flooding :

Le « flooding » est causé par une croissance de la vitesse du gaz avec un débit de liquide constant.

Le début du flooding est déterminé visuellement et par des mesures directes du gradient de pression. ces observations ont indiquées que le « flooding » et la transition débute au bas de la conduite (entrée du gaz, sortie du liquide). cette transition d'un écoulement contre-courant vers des conditions de « flooding » est brusque comme illustre la figure ci-dessous :



FigII.2 : Écoulement contre-courant d'un mélange eau-nitrogène dans un tube de 6 mm de diamètre



FigII.3 : Transition d'un écoulement a contre-courant vers un écoulement co-courant

Remarques :

1. Une autre analyse nous permet d'avoir la vitesse critique du « flooding » comme suit :

$$U_g = \frac{2}{\sqrt{3}} \sqrt{\frac{\rho_f}{\rho_g}} \frac{\sqrt{g\delta}}{\sqrt{f_{2\phi}}}$$

Avec :

$f_{2\phi}$ Représente le coefficient de frottement interfacial à la transition.

2. L'analyse du « flooding » dans un écoulement a contre-courant montre que le diamètre et le rapport L/D n'affectent pas beaucoup la vitesse critique du gaz, par contre elle est reliée directement au rapport $\sqrt{\rho_l/\rho_g}$.

3. Fluidisation :

Si des particules de taille donnée sont misent dans un canal verticale et un fluide qui à une faible densité s'écoule avec un écoulement ascendant a travers les particules avec une grande vitesse, les particules deviennent fluidisées.

Lors de la fluidisation les particules sont uniformément dispersées dans le mélange.

La vitesse minimum de fluidisation :

Le flux volumétrique du fluide pour lequel le lit commence à se fluidiser est appelé 'vitesse minimum de fluidisation'. à cette vitesse les forces de traînée et les forces de pressions sur les particules sont égales à leurs poids.

La vitesse minimum de fluidisation est donnée par la relation :

$$(C_{Ds} Re_s^2)_{mf} = 0.018 N_f^2$$

Avec :

$$N_f^2 = \frac{d^3 \rho_f g (\rho_s - \rho_f)}{\mu_f^2}$$

Et $(C_{Ds} Re_s^2)$ est déterminé en utilisant les équations suivantes :

$$C_{Ds} = \frac{24}{Re_\infty} (1 + 0.15 Re_\infty^{0.687})$$

Pour des nombres de Reynolds qui dépassent 1000, le coefficient de traînée est pris égale à 0.44.

Et :

$$Re_s = \frac{\rho_f j_{f0} d}{\mu_f}$$

Le coefficient dans l'équation qui donne la vitesse minimale de fluidisation est assimilé à 0.0195.

3. Atomisation :

La plupart des phénomènes d'atomisation produisent un grand nombre de gouttelettes par écrasement d'un jet continu ou d'une partie fluide.

Le liquide est généralement fracturé par les forces aérodynamiques qui sont dues au mouvement relatif entre phases.

Le groupe adimensionnel le plus important pour déterminer la stabilité d'une goutte c'est le nombre de « Weber » basé sur la vitesse relative et la densité :

$$We = \frac{\rho_g (v_g - v_f)^2 d}{\sigma}$$

Remarque :

Pour un fluide non visqueux la valeur critique du nombre de Weber pour laquelle les gouttes se brisent est approximativement de 12.

La viscosité du liquide apparaît comme étant un facteur stabilisateur qui est décrit par le 'nombre de stabilité' donné par la relation : $\frac{\mu_f^2}{\rho_g} d\sigma$.

Et le résultat des recherches de « Hinze » et « Ishhiki » est donné par la relation :

$$We = 12 \left[1 + \left(\frac{\mu_f^2}{\rho_f d \sigma} \right)^{0.36} \right] \text{ Pour des valeurs du nombre de stabilité inférieur à 5.}$$

La présence de la viscosité du liquide dans le critère de stabilité implique que l'instabilité commence comme des oscillations dynamiques dans la forme de la goutte.

Dans un tel phénomène de rupture de gouttes, ces dernières change initialement de forme avant leurs ruptures à cause de la pression du gaz ensuite elle explosent en donnant des petites gouttelettes.

Si les gouttes sont introduites dans une vapeur de gaz à un grand nombre de « Weber », plusieurs générations de gouttelettes se produisent par des éclatements successifs, l'expression de la dimension de la goutte finale sous ces conditions est :

$$\left(\frac{d}{d_0} \right)^{0.25} = \frac{1.9}{(We)_0^{0.25}} + 0.315 \left(\frac{\rho_g}{\rho_f} \right)^{1.5} (c_D)_0 (We)_0^{0.125} \ln \left(\frac{d_0}{d} \right)$$

Où le '0' correspond aux conditions initiales.

Pour déterminer la dimension de la bulle 'd' correspondant à l'atomisation avec de l'air ambiant on a l'équation de « Nukiyama-Tanasawa » :

$$d = \frac{585}{v_0} \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_f}} + 597 \left(\frac{\mu_f^2}{\sigma \rho_f} \right)^{0.225} \left(\frac{10^3 Q_f}{Q_g} \right)^{1.5}$$

Avec v_0 la vitesse relative initiale.

Réellement les dimensions de la bulle ne sont pas estimées exactement parce que le processus d'atomisation est influencé par plusieurs variables incontrôlables tel que le degré de turbulence, la rugosité, les impuretés qui peuvent être déposés.

5. Masse apparente :

Lorsqu'une particule est accélérée relativement au fluide environnant, il se produit un mouvement tout autour de cette particule. Ensuite un travail supplémentaire est fourni pour remuer la particule de plus au travail fournie pour la faire accélérer toute seule. Cette énergie ajouté agit comme étant une force additionnel à la particule. Donc l'accélération' d'une sphère dans un fluide stationnaire non visqueux prendra une force de :

$$F' = \frac{1}{6} \pi d^3 \left(\rho_s + \frac{\rho_f}{2} \right) a$$

Donc la sphère se comporte comme si elle avait une masse additionnelle (apparente) qui est égale à la moitié du fluide qu'elle déplace.

Les corps de différentes formes ont des valeurs différentes de cette masse apparente.

En général on admet que la masse augmente par le rapport : $1 + \frac{C\rho_f}{\rho_s}$ avec :

$C=0.5$ pour une sphère.

On peut prendre en compte l'influence de particules environnantes dans le facteur 'C' qui dépend ensuite de α .

Pour une suspension de sphères, « Zuber » propose que la masse apparente doive être multipliée par le facteur $\frac{1+2\alpha}{1-\alpha}$.

Chapitre III
Techniques expérimentales

Techniques de mesure

1. Introduction :

Dans les installations industrielles de distribution de fluides ou de production, les processus de contrôle nécessitent des informations globales permettant de connaître leurs évolutions ; à savoir le débit, la pression et la température.

En mécanique des fluides, une modélisation appropriée nécessite une connaissance plus fine des écoulements. Dans les laboratoires de recherche par exemple, les veines d'essais destinées pour l'étude des écoulements sont généralement équipées d'une métrologie spécifique permettant de mesurer localement les différentes grandeurs dynamiques de l'écoulement.

Dans le cas d'un mélange diphasique gaz liquide par exemple, certaines méthodes de mesure en écoulement monophasique (écoulement à une seule phase) restent valables aussi dans une configuration à 2 phases. Dans ce qui suit, nous donnons une description détaillée des principales techniques employées. Le schéma ci-dessous décrit l'utilité des expérimentations, qui nécessitent certaines techniques de mesures bien élaborées pour l'obtention des informations nécessaires en vue de valider un code de calcul par exemple ou de chercher un certain nombre de paramètres dans le but de fermer les équations d'un problème lors de la modélisation.

2. Evolution du taux de vide dans une expérience d'écoulement d'air et d'eau :

Parmi tous les paramètres intervenant dans l'écriture des équations qui gouvernent un écoulement diphasique donné dans sa formulation en écriture locale ou globale, il apparaît en premier lieu le principal paramètre qui fixe la géométrie des phases et leur répartition au sein d'un mélange : c'est le taux de vide. En suite, par des procédés mathématiques de moyenne, nous pouvons construire les grandeurs moyennes globales. Celui-ci peut être désigné par sa forme (bulle sphérique, poche, anneau ...), sa répartition et sa valeur. Cela revient tout simplement à caractériser une configuration d'écoulement. Selon les conditions hydrodynamiques d'interaction de la conduite, du liquide et du gaz, ce taux de vide peut rester constant partout en forme et en valeur c'est le cas idéal, le régime à bulle par exemple. Il peut même devenir variable partout, changer brusquement, lentement c'est le chaos. D'ailleurs d'après la littérature, ce régime est observé juste après celui des bulles. Ce qui prouve qu'il y a cassure d'un certain ordre parfait établi et démontre sa stabilité. Lorsque l'on peut nettement distinguer les deux phases, on l'appelle généralement régime séparé, sinon il est tout simplement en régime dispersé. On sait que la qualification première que l'on peut formuler pour un écoulement donné provient essentiellement de l'observation visuelle dans la réalité ou en laboratoire. A certaines conditions bien déterminées, la bulle sphérique peut atteindre des dimensions très grandes et une vitesse limite déterminée. En milieu infini, elle garde une forme sphérique jusqu'à un diamètre donné. Dans un milieu fini, une conduite par exemple, elle prend la forme de poche ou de grande bulle appelée bulle de Taylor. Leur succession dans une conduite produit le régime communément connu dans la littérature par le régime poche-bouchon. Selon le degré de cisaillement pariétal ou interfacial, celui-ci peut être aéré ou non. D'après la classification des configurations, celle-ci s'obtient aux débits d'air croissants. Ce retour à une organisation stable après agitation turbulente due à une forte incursion de gaz dans le liquide ne peut être assuré toujours en forme de bulle individuelle, nette.

Il s'explique par une forte coalescence des bulles d'air produisant ainsi une poche d'air stable évoluant dans un bouchon liquide en cisaillement pariétal stationnaire. Les expériences montrent que la forme du volume d'air qui assure une coexistence air-liquide stable est celle d'une poche présentant ou non, un arrachement de bulles en arrière selon le taux de cisaillement pariétal.

En augmentant encore le débit d'air, la fréquence des poches d'air croît, elles brisent par leur mouvement quasi-continu les différents bouchons liquides et l'écoulement devient annulaire. Le gaz se trouve au cœur de la conduite et le liquide plaqué sur la paroi sous forme de liquide. Cette situation ressemble à celle de deux tubes coaxiaux dans laquelle l'air interfacial est cylindrique et présente un taux de vide linéairement constant. Au fort cisaillement, un arrachage à la surface du film et entraînement de bulles se produit.

Aux débits d'air croissants, le phénomène d'arrachage s'accroît et la configuration devient « mist flow » ou un écoulement de goutte d'eau suspendue dans l'air. Comme pour l'air et pour les petits débits, il se scinde dans le liquide en bulles de taille variées, il apparaît à des débits très forts extrême le film se dégrade en gouttes dont le taux de production est important à connaître.

Par ailleurs, l'écoulement de l'air et celui de l'eau peuvent évoluer soit dans le même sens ou en sens inverse. On parle dans ce cas d'écoulement co-courant ou contre courant. L'air dans ses diverses formes se déplace dans le centre de la conduite, là où le taux de cisaillement du liquide est faible. A une répartition uniforme du cisaillement dans la conduite, sa distribution devient symétrique. On parle d'écoulement axisymétrique. Aussi, chacune des phases peut se trouver dans les différents régimes : laminaire, transitoire ou turbulent.

Ainsi, la forme et la longueur de la poche et sa fréquence, le débit d'arrachage des bulles, le cisaillement pariétal, le taux de bulles, l'épaisseur du film qui entoure la poche, la tension superficielle air-liquide, la mouillabilité du liquide qui caractérise la tenue du liquide en forme de film, la symétrie de répartition du mélange en longueur et dans la section, l'air interfacial et sa répartition dans un mélange, d'autres paramètres énergétique tel que la pression, le gradient de pression, cinématiques tel que les vitesses phasiques et diphasique et pour d'autres phénomènes qui accusent une variation du taux de vide particulière tel que la coalescence, le flooding, la fluidisation, le flashing, l'atomisation ...etc., constituent autant de paramètres de mesure nécessaire pour la construction d'un modèle diphasique donné.

Mais est-ce qu'ils sont accessibles directement à la mesure ?

Vu leur diversité, ces paramètres nécessitent naturellement des techniques de mesure différentes. Nous trouveront dans ce qui suit quelques techniques et leurs moyens de mesure appropriés.

Il est clair que ces instruments permettent des mesures locales instantanées. Pour les paramètres variables dans le temps, on procède par un enregistrement puis au dépouillement des résultats, le traitement de signal d'une sonde par exemple.

La liste de technique de mesure que nous dressons ne peut être exhaustive. Vu la panoplie des configuration que peut enregistrer lors d'une visualisation de l'écoulement diphasique et selon les besoins du modèle développé en terme de grandeurs moyenne dans le temps, dans l'espace, locale, surfacique, volumique, globale, instantanée, par configuration

, par phase ...etc. , d'autres appareils de captage ,d'enregistrement et de traitement des données ,constituant les éléments des chaînes de mesure peuvent être conçus .

Nous donnons dans ce qui suit certaines techniques généralement utilisées :

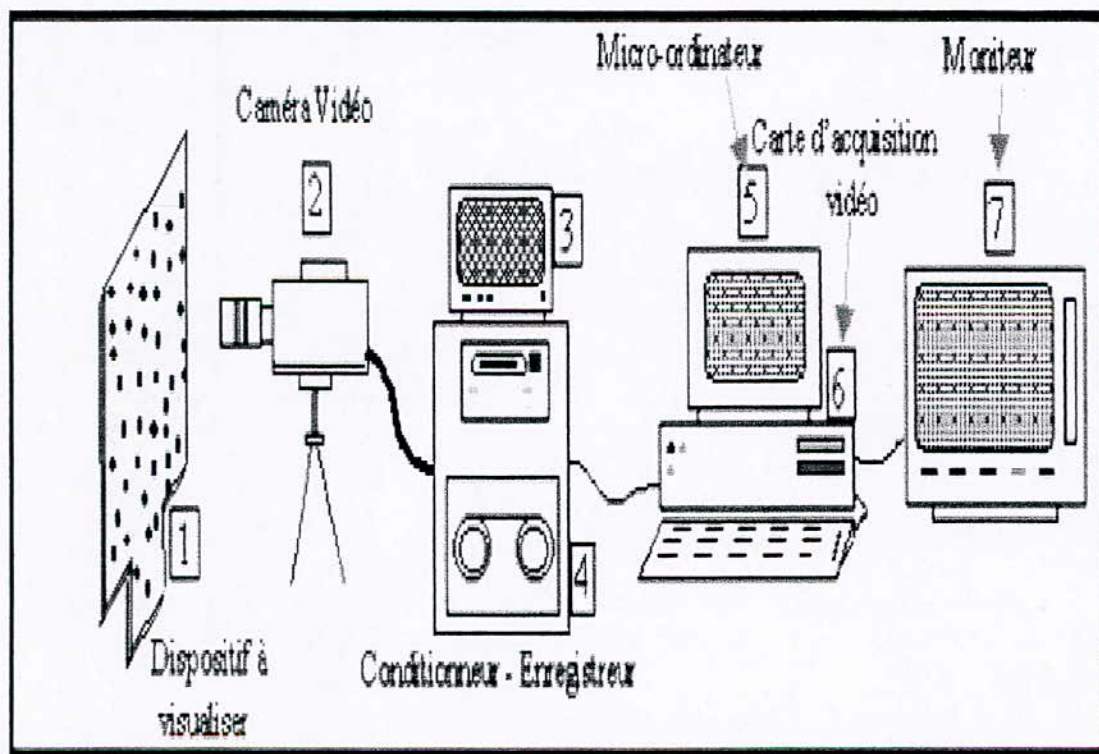
3. Techniques de mesures expérimentales :

3.1. Visualisation :

3.1.1. Visualisation par caméra (ou caméra Rapide) :

Les systèmes de visualisation des écoulements diphasiques gaz-liquide par caméra classique ou rapide ont largement contribué à la compréhension des phénomènes physiques que ce soit sur le plan qualitatif ou quantitatif. Actuellement, les systèmes de caméras CCD classiques ont été remplacés par des systèmes de PIV (25 ou 30 images par seconde) où l'exploitation de la visualisation permet de donner instantanément les différentes grandeurs cinématiques de l'écoulement. Pour des écoulements très rapides, les systèmes PIV sont relativement assez lents pour être employés. Ainsi, l'utilisation d'un système de caméra rapide (jusqu'à 100000 images par secondes dans certains cas, en balistique par exemple) s'avère nécessaire pour la visualisation. Ce système peut être commandé par un micro-ordinateur grâce à un logiciel approprié. Un traitement numérique ultérieur permet de qualifier convenablement l'écoulement étudié. La figure ci-dessous donne l'exemple d'une chaîne de

visualisation par caméra rapide.

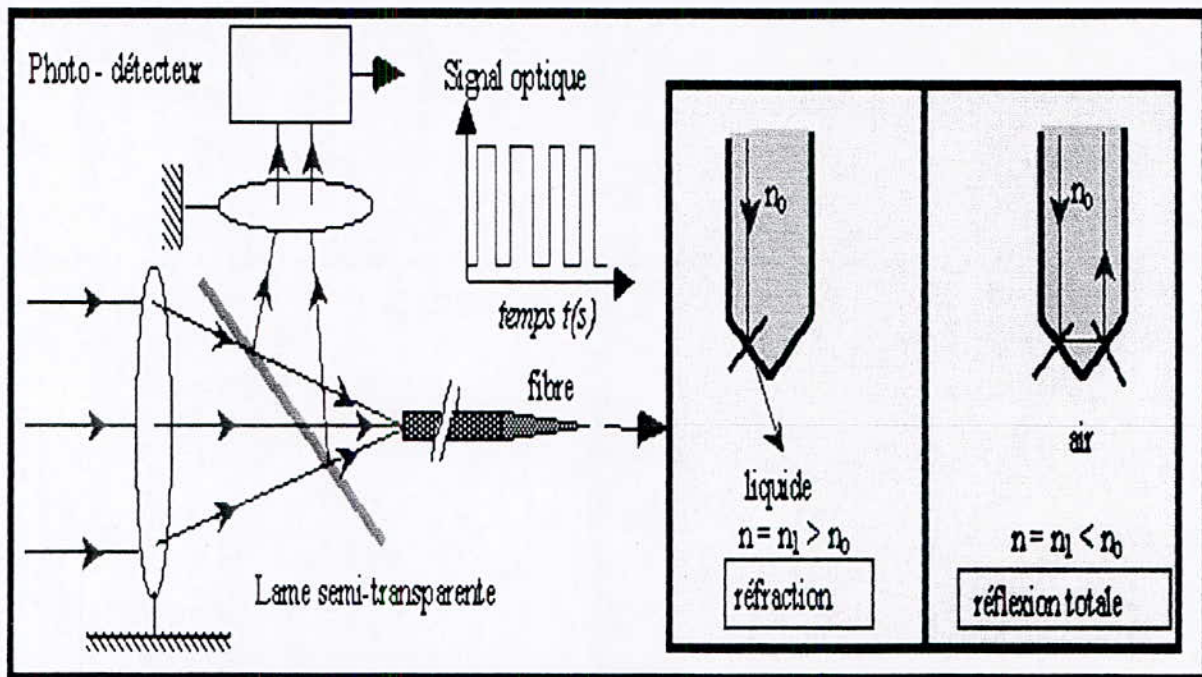


FigIII.1 : Exemple de système de visualisation par caméra rapide

3.2. Détecteur de phase :

3.2.1. Sondes optiques :

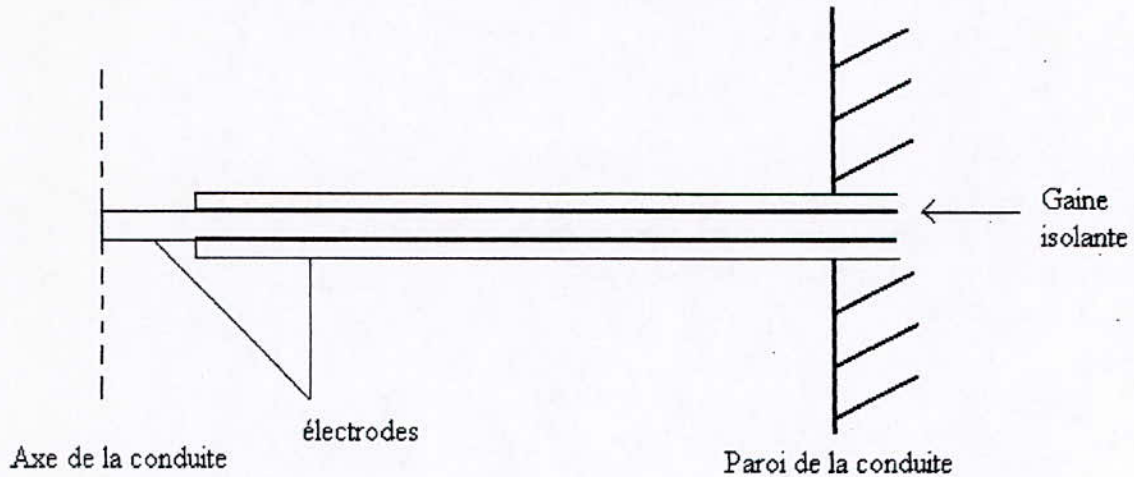
En écoulements diphasiques gaz-liquide, les sondes optiques jouent un rôle primordial dans la détection locale de la phase gazeuse. Le principe de la détection est basé sur la différence d'indice de réfraction du milieu en présence à l'extrémité de la fibre optique (partie active de la fibre appelée aussi optrode. L'utilisation d'une sonde simple permet de donner la fonction indicatrice des phases à partir de laquelle on obtient le taux de vide local moyenné dans le temps. Les vitesses locales des bulles peuvent être aussi obtenues à l'aide d'une bisonde optique. Celle-ci intègre deux sondes optiques simples avec une distance "a" qui sépare leurs parties sensibles. Le décalage temporel entre les deux signaux et les temps de séjours des bulles permettent de déterminer localement les vitesses u et les longueurs découpées l de ces bulles. Ces grandeurs dynamiques nécessitent dans la plupart des temps un traitement numérique des couples de signaux optiques. Généralement, pour l'étude des écoulements à bulles de diamètres moyens compris entre 2 et 10 mm, on utilise des bisondes séparées par une distance $a \approx 1$ mm.



FigIII.2 : Principe de fonctionnement de la sonde optique

3.2.2. Sonde conductimétrique :

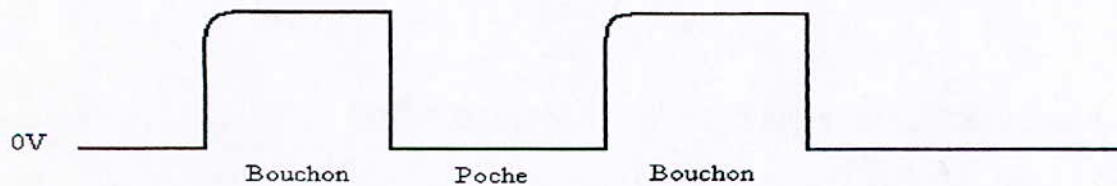
La sonde conductimétrique est une sonde de présence de configuration (Poche ou bouchon). La sonde délivre un signal carré d'amplitude :
 0 Volt dans la poche.
 4.6 Volt dans le bouchon.



figIII.3 : Schéma de la sonde conductimétrique

Principe de fonctionnement :

Le liquide (eau) est un conducteur. S'il baigne, même partiellement, les deux électrodes A et B, le courant passe et la sonde délivre un signal de 4.6volt. La partie B de la sonde est toujours au contact du liquide. La partie A est séchée lors du passage de la poche qui isole A de B. Le signal de la sonde est alors au zéro.



figIII.4 : Signal de la sonde conductimétrique

3.2.3. Sonde optique monofibre à laser :

La sonde optique est sensible au changement d'indice de réfraction du milieu entourant son extrémité.

Le but de cette sonde est de mesurer les temps de passage des événements gaz (bulles ou poches). Le traitement du signal permet d'évaluer le taux de présence de phase au point de mesure.

3.3. Mesure de contenu liquide ou gaz:

3.3.1. Manomètre différentiel :

La mesure du taux de vide volumique moyen peut s'effectuer à l'aide d'un manomètre différentiel. Elle consiste à estimer le poids de la colonne de mélange diphasique entre deux prise de pression distante de (a) .

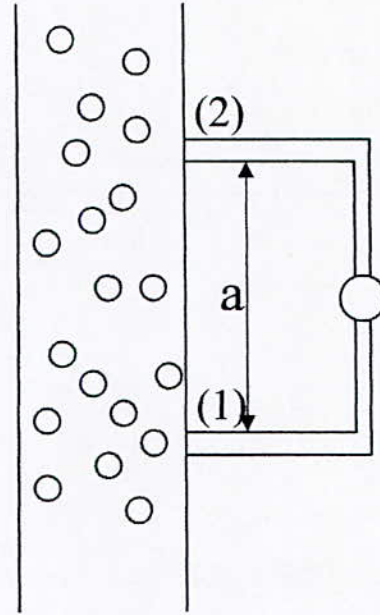


Fig III.5 : Manomètre différentiel

3.3.2. Mesure de l'épaisseur du film liquide : Conductimétrie

La conductimétrie est une technique expérimentale basée sur la mesure de la conductance (G), grandeur inverse de la résistance (R). La grandeur G est caractéristique des ions qui composent le milieu. Cette méthode peut être utilisée pour mesurer l'épaisseur d'un film liquide (conducteur) sur une surface non conductrice, par exemple. L'appareil de mesure qui est un conductimètre à fréquence variable, qui alimente deux électrodes (sondes) par une tension alternative à moyenne nulle pour éviter leurs polarisations. La mesure du courant électrique passant entre les électrodes permet de caractériser l'impédance du film liquide. Deux sortes de sondes peuvent être employées : les sondes à résistance (ou à fils) et les sondes affleurantes (ou pariétales) ; En écoulements diphasiques gaz-liquide, les sondes pariétales sont utilisées dans le cas d'écoulements annulaires pour la mesure de l'épaisseur du film liquide à la paroi (épaisseur du film inférieure à 2 mm). Quant aux sondes à fils, elles sont bien adaptées aux écoulements stratifiés.

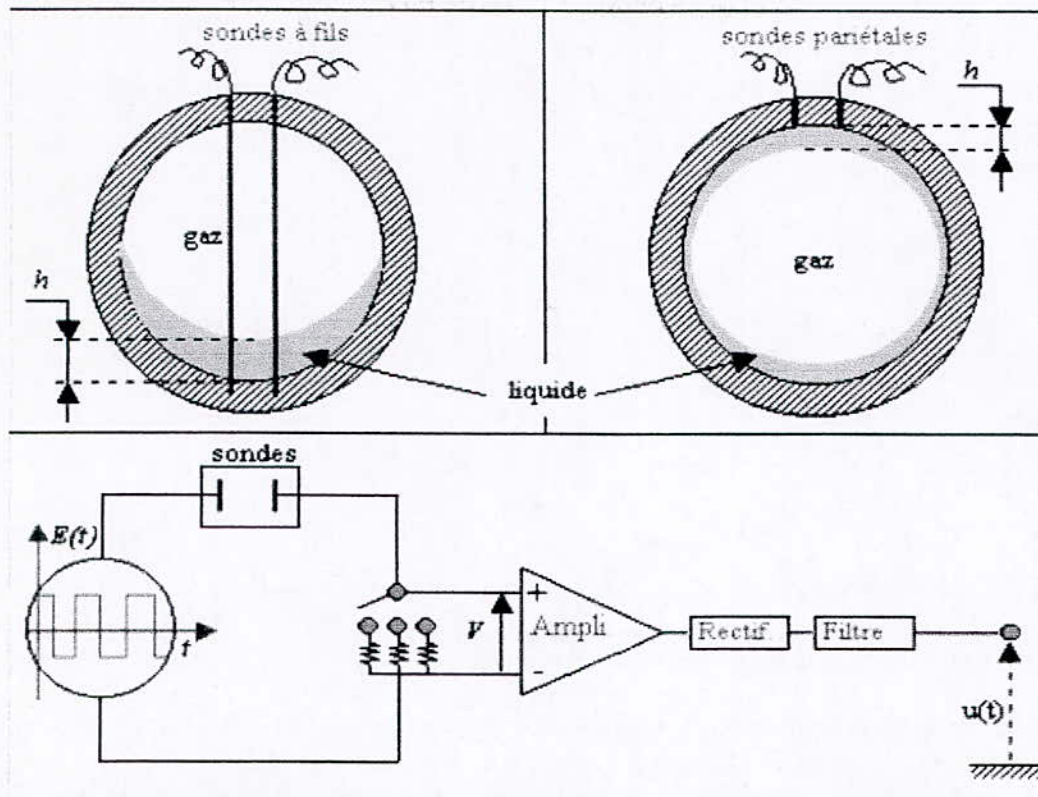


Fig III.6 : Sondes conductimétriques à fils et affleurantes, et chaîne de mesures conductimétriques

Après étalonnage, on obtient les lois suivantes pour les deux types de sondes conductimétriques en utilisant l'eau de ville comme solution conductrice :

$$\frac{V}{V_{\infty}} = K_1 \cdot h \quad \Rightarrow \quad \text{Pour les sondes à fils}$$

$$\frac{V}{V_{\infty}} = K_2 \cdot (1 - e^{-Ah}) \quad \Rightarrow \text{Pour les sondes affleurantes}$$

A, K1, K2 sont des constantes qui s'obtiennent expérimentalement après étalonnage. V_{∞} est la tension obtenue quand la section de la conduite (fig.6) est totalement remplie de liquide, et V la tension donnée par le conductimètre pour la hauteur 'h' du film liquide (h peut être exprimée directement en mm).

3.3.3. Mesure du contenu liquide par gammamétrie :

Cette mesure est basée sur les propriétés d'absorption différentes du gaz et du liquide. Une source de rayonnement gamma, soigneusement collimatée, émet un faisceau d'intensité I_0 .

Après avoir traversé un milieu quelconque, l'intensité du faisceau est égale à $I (I < I_0)$ par suite de l'absorption et de la diffusion du milieu interposé.

Le but de la gammamétrie est de mesurer le contenu liquide suivant un diamètre de la conduite.

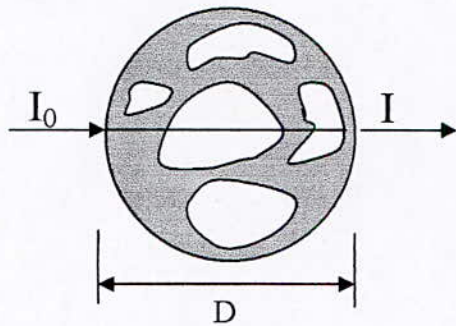


Fig III.7 : Mesure du contenu d'eau suivant un diamètre de la conduite

3.4. Mesure de vitesse:

3.4.1. Films (Fils) chauds :

L'anémométrie à film (ou fil) chaud a été mise en œuvre par King depuis 1914. Cette technique permet de mesurer la vitesse de l'écoulement. Elle est utilisée soit à courant constant soit à température constante et repose sur le transfert de chaleur autour d'un film (ou fil) chauffé par un circuit électrique.

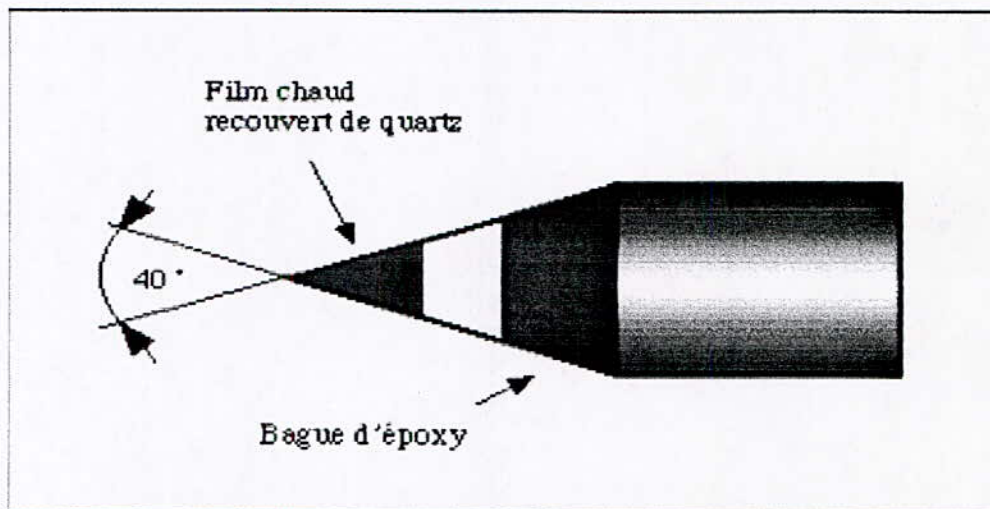


Fig III.8 : Schéma d'un film chaud conique

En effet, on place dans un écoulement un fil ou un film porté par effet Joule à une température supérieure à la température de cet écoulement. Il se produit alors un échange de chaleur par convection. La température d'équilibre du fil ou du film est déterminée par la mesure de sa résistance. Elle est fonction de la puissance Joule dissipée et de la vitesse du fluide. On distingue alors les montages suivants :

- Montage à intensité constante
- Montage à température constante

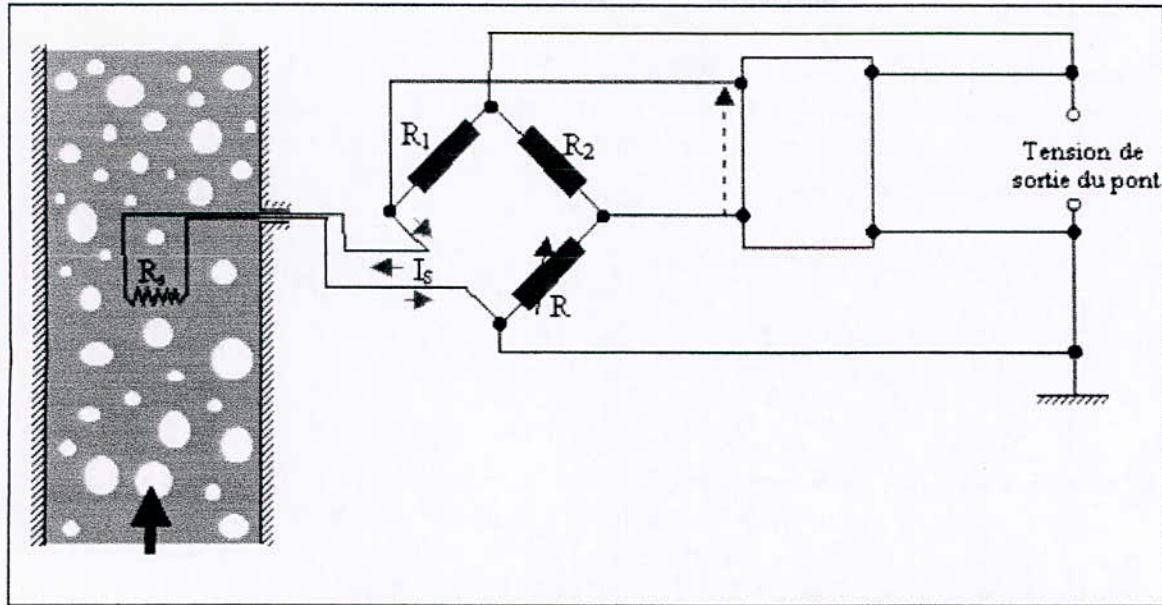


Fig III.9 : Principe de mesure de la vitesse de l'écoulement par un film chaud

3.4.2. Anémomètre ionique :

Trois fils sont placés perpendiculairement au déplacement du fluide. Le fil central est placé à un potentiel élevé, les deux autres sont reliés à la masse. Le champ électrique crée une ionisation du fluide, et deux courants électriques I_1 et I_2 dérivent du fil central vers chacun des autres fils. Si la vitesse du fluide est nulle, les courants I_1 et I_2 sont identiques. Si le fluide est en mouvement à la vitesse V , le système devient asymétrique. La différence des intensités $I_2 - I_1$ est proportionnelle à V , alors que la somme $I_1 + I_2$ est sensiblement constante.

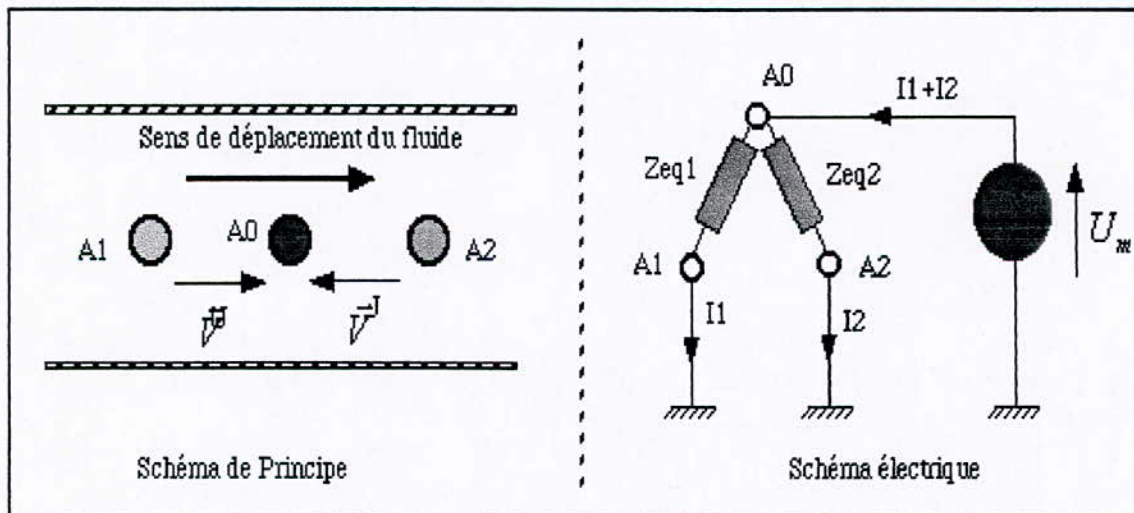


Fig III.10 : Principe de fonctionnement de l'anémomètre

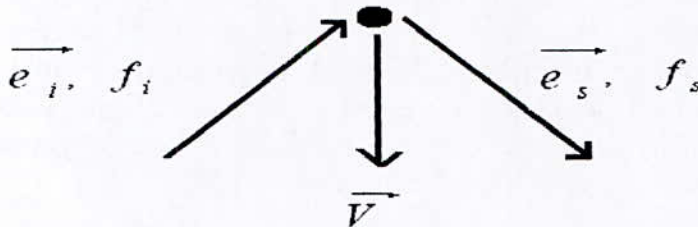
3.4.3. Anémométrie Laser à effet Doppler (LDA) :

L'anémométrie laser à effet Doppler est l'une des techniques les plus modernes destinées aux mesures de la vitesse moyenne et ses fluctuations dans un écoulement de suspension de particules liquide. Les premiers essais expérimentaux avec cette procédure ont été effectués par Cummins et Yeh en 1964.

Elle permet, sans perturber l'écoulement, d'obtenir le sens, le taux de fluctuation et le module d'une composante de la vitesse. Le principe de mesure repose sur l'effet Doppler, qui traduit la différence qui existe entre la fréquence d'un signal émis par une particule de fluide en mouvement, et celle recueillie par un photomultiplicateur fixe.

Principe de la méthode :

L'anémométrie laser à effet doppler est utilisé pour mesurer la vitesse du liquide : quand le faisceau laser traverse un écoulement liquide, la lumière est dispersée par les particules en suspension. La lumière dispersée a une fréquence différente de celle du faisceau incident mesurée par voie opto-électronique. La différence de fréquences (incidente-dispersée), appelée fréquence Doppler, est proportionnelle à la vitesse de la particule. Sur les schémas ci-dessous, e_i et e_s sont les vecteurs unitaires dans les directions des ondes incidentes et dispersée. V est la vitesse de la particule.



La relation en fréquence entre l'onde lumineuse dispersée et l'onde incidente est donnée par la relation :

$$f_s = f_i + \frac{1}{\lambda} \vec{V} \cdot (\vec{e}_s - \vec{e}_i)$$

Où λ est la longueur d'onde de la lumière incidente. Pour des raisons pratiques, l'anémométrie laser utilise deux faisceaux incidents dont l'intersection forme le volume de mesure dans l'écoulement, donc la vitesse est donnée par la formule :

$$V = \frac{f_D \lambda}{2 \sin \frac{\varphi}{2}}$$

Avec :

$$f_D = f_s - f_i$$

Où :

f_D Est la fréquence Doppler

V Est la composante de la vitesse locale de l'écoulement, orthogonale à la bissectrice de deux faisceaux incidents et dans le même plan.

φ Est l'angle d'intersection des rayons.

Remarque :

La mesure de la fréquence Doppler s'effectue par comptage : un compteur mesure le temps émis par une particule pour traverser un nombre donné de franges d'interférence dans le volume de mesure. La distance entre les franges est déterminée par la géométrie du réglage et la longueur d'onde du laser.

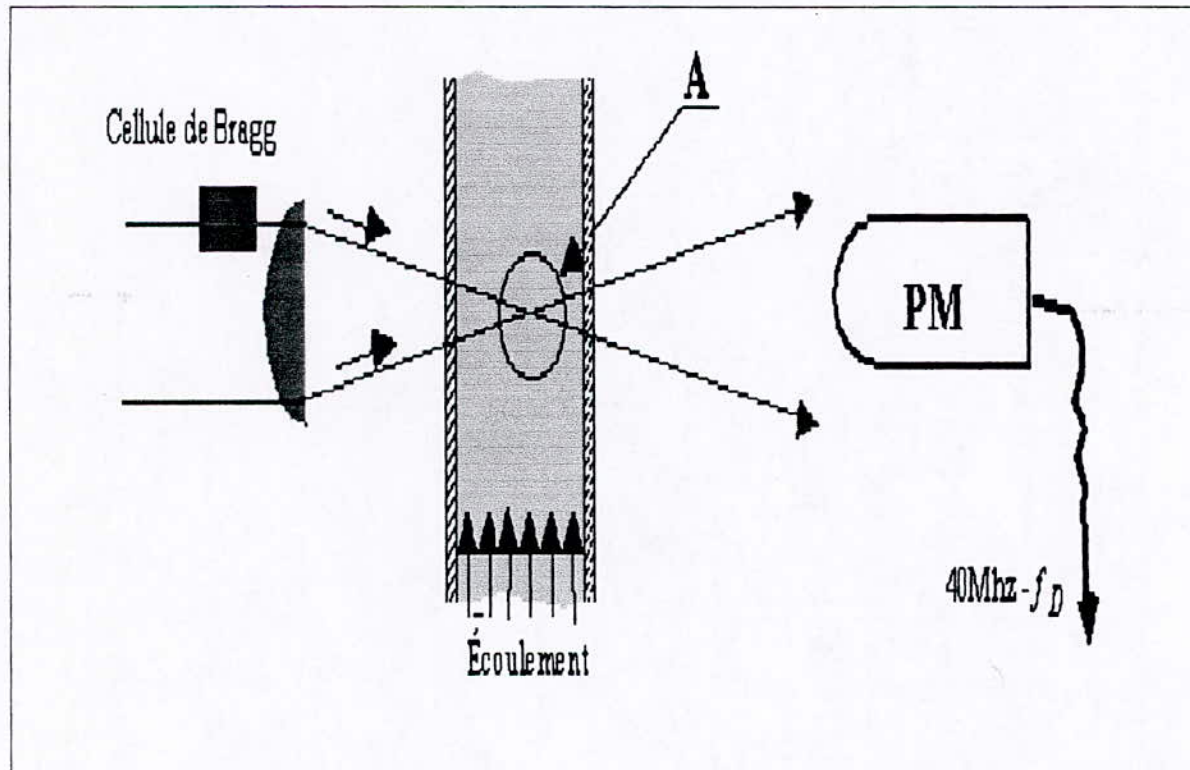


Fig III.11 : Principe de l'anémométrie laser à effet Doppler (L.D.A)

3.4.4. Vélométrie par Image de Particules (PIV) :

La vélocimétrie par image de particule est basée sur la mesure du déplacement de petites particules ($10\ \mu\text{m}$) réfléchissantes présentes dans l'écoulement étudié, dont la masse volumique est voisine de celle du liquide utilisé. Cette technique expérimentale non intrusive, permet l'obtention simultanée de deux composantes de vitesse dans le plan illuminé.

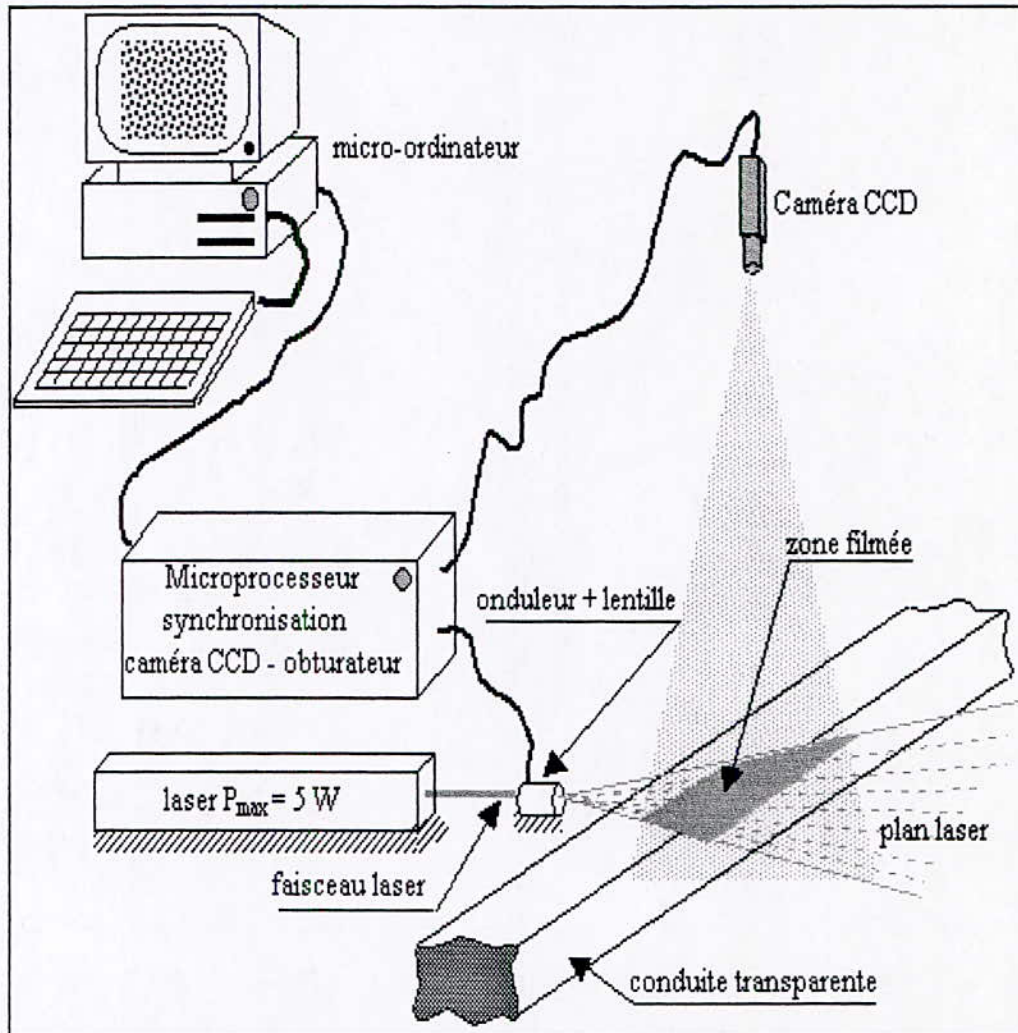


Fig III.12 : système PIV

3.4.5. Sondes capacitives :

La sonde capacitive se compose d'une électrode en acier, isolée par une gaine plastique. Disposée suivant un diamètre de conduite, la sonde capacitive constitue avec la paroi un condensateur.

Le but de la sonde capacitive est d'évaluer la célérité des poches par la mesure du temps de vol d'un événement entre les sondes.

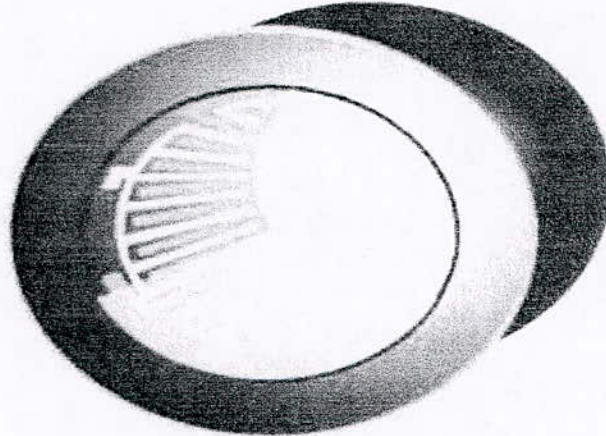


Fig III.13 : Schéma de montage d'une sonde capacitive pariétale

3.5. Mesure de la contrainte de cisaillement pariétale:

3.5.1. Mesure de la contrainte de cisaillement pariétal : Electrochimie (Polarographie)

La technique électrochimique (ou technique polarographie) permet de mesurer la contrainte de cisaillement tangentiel (frottement) entre un liquide constitué d'une solution aqueuse (conductrice) et une paroi solide inerte. Cette technique représente un moyen d'étude des grandeurs cinématiques de l'écoulement.

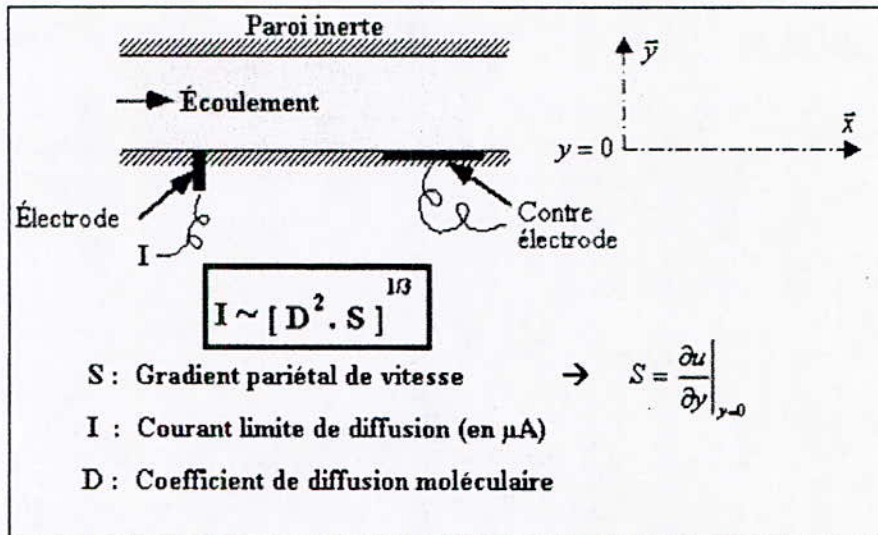


Fig III.14 : Principe de la méthode polarographique, et convertisseur courant-tension pour une sonde polarographique double

4. Traitement des signaux en écoulement diphasique :

4.1. Signaux de film chaud :

En écoulements diphasiques, la vitesse locale du liquide peut être mesurée par un film chaud. Lors de l'acquisition, on obtient un signal brut de tension (figIII.15) récupéré à la sortie de l'amplificateur. Une fois convenablement seuillé, on obtient un signal de liquide seul après l'élimination automatique de tous les passages de bulles et par raccordement des différents bouts (figIII.15). Sur ce signal de liquide, on applique la courbe d'étalonnage pour transformer le signal de tension en signal de vitesse.

Pour déterminer les seuils S_1 et S_2 on utilise la fonction densité de probabilité $P(E)$ ou histogramme du signal brut de tension (figIII.16.a). La dérivée seconde $P''(E)$ (ou de l'histogramme) donne plusieurs extremums. Les deux maximums extrêmes correspondent aux seuils S_1 et S_2 (figIII.16.b).

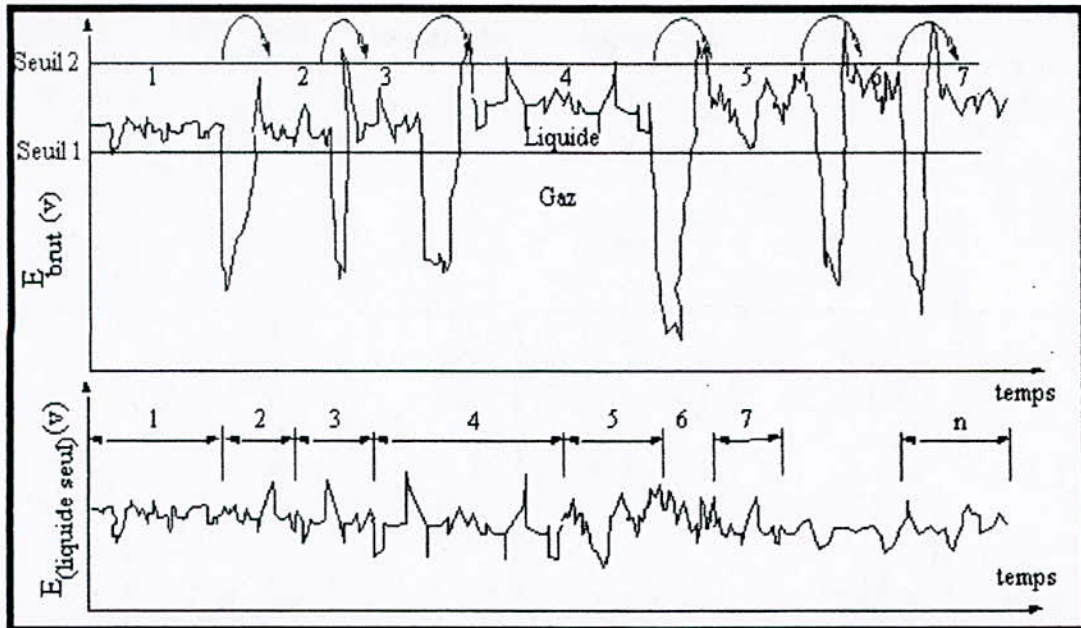
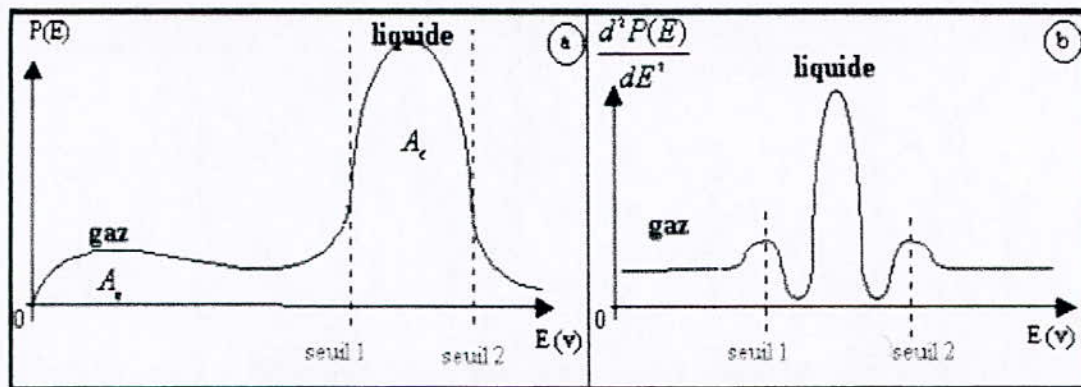


Fig III.15 : Extraction du signal de liquide seul à partir du signal brut diphasique

Fig III.16 : Détermination des seuils S_1 et S_2

4.2. Signaux de bisonde optique : (2 sondes simples séparées par une distance "a") :

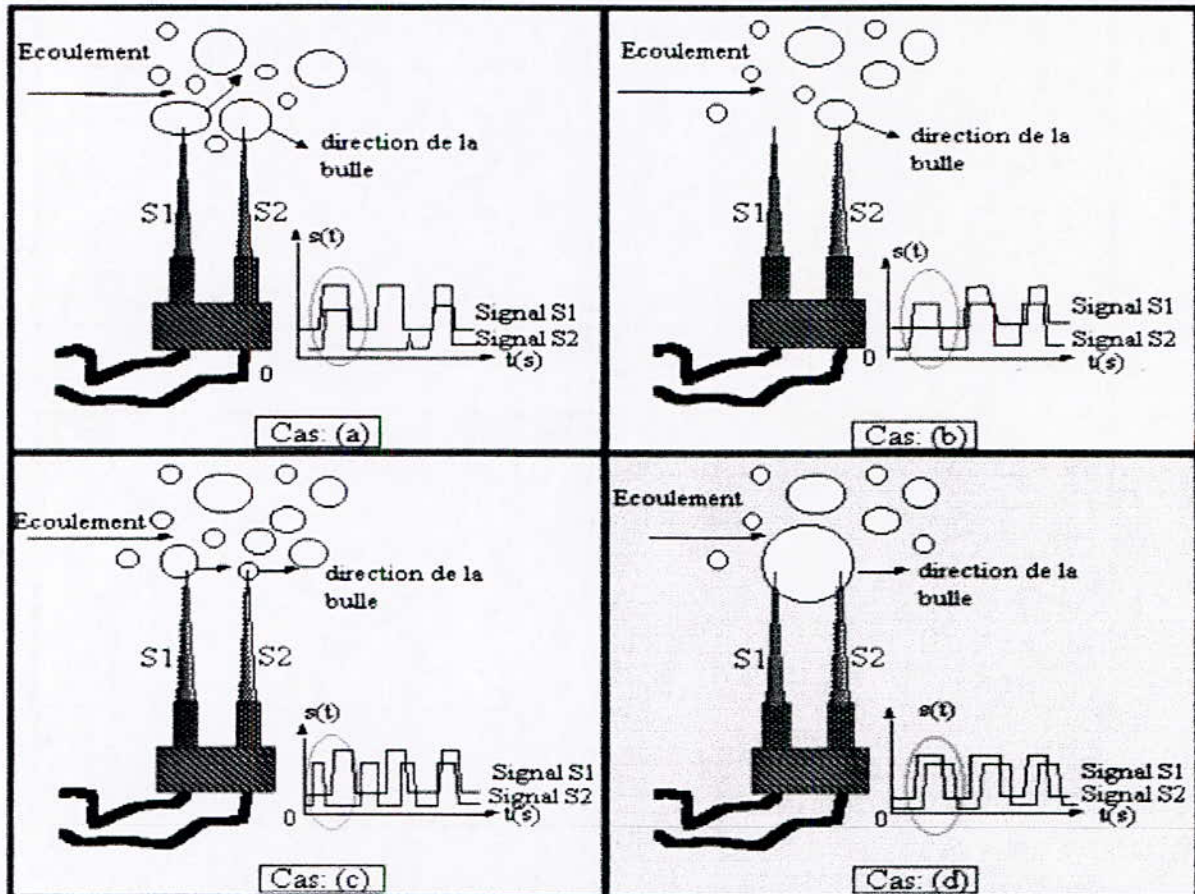
A partir des deux signaux délivrés par la sonde optique double, nous avons adopté une méthode numérique qui permet de donner toutes les informations possibles concernant les différentes grandeurs dont dépend la phase gazeuse. La précision de cette méthode est étroitement liée à la fréquence d'échantillonnage et à la durée de l'acquisition, car toutes les grandeurs extraites dépendent du temps réel.

Pour le calcul du taux de vide, on opère de la façon suivante: le signal délivré par chacune des deux sondes optiques se présente sous forme de créneaux aléatoires qui peuvent être bruités dont le minimum et le maximum correspondent respectivement au gaz et au liquide. Ces créneaux qui peuvent être seuillés, puis transformés en un signal logique compris entre les valeurs 0 et 1 volt. Les amplitudes maximales et minimales correspondent respectivement à

La phase gazeuse et à la phase liquide. Le taux vide local donné par chacune des deux sondes est tout simplement la moyenne calculée sur chaque signal logique. Le taux de vide local donné par la bisonde optique est alors la moyenne des deux moyennes précédentes obtenues pour chacun des deux signaux logiques.

La procédure de mesure de la vitesse axiale des bulles, repose sur le couple de signaux logiques obtenus à partir de la bisonde optique. Pour cela, on place les deux fibres optiques l'une après l'autre dans la direction de l'écoulement afin de détecter le temps de transit des bulles de la première sonde vers la seconde. La distance séparant les parties actives de la

bisonde optique est égale à "a".



FigIII.17 : Tri des bulles à partir des signaux S_1 et S_2

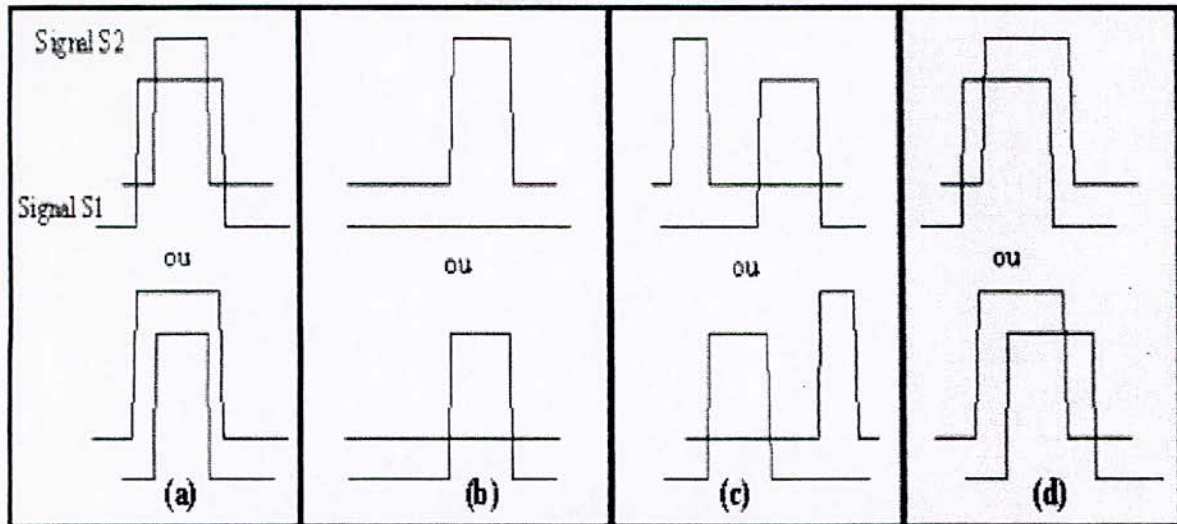


Fig III.18 : Les différents cas de figures des signaux S_1 et S_2

Pour une bulle isolée se déplaçant dans le sens indiqué par la figure ci-dessous, sa vitesse ainsi que sa longueur découpée sont définies par les quantités suivantes :

$$u_s' = \frac{2.a}{\tau_1' + \tau_2'}$$

$$\ell_s' = \frac{1}{2} u_s' . (\theta_1' + \theta_2')$$

Où :

τ_1' : Le temps de transit du front de la bulle i entre les deux fibres 1 et 2,

τ_2' : Le temps de transit de l'arrière de la bulle i entre les deux fibres 1 et 2,

θ_1' : Le temps de séjours de la bulle i devant la fibre 1,

θ_2' : Le temps de séjours de la bulle i devant la fibre 2,

μ_s' : La vitesse axiale instantanée de la bulle i ,

ℓ_s' : La longueur "découpée" de la bulle i .

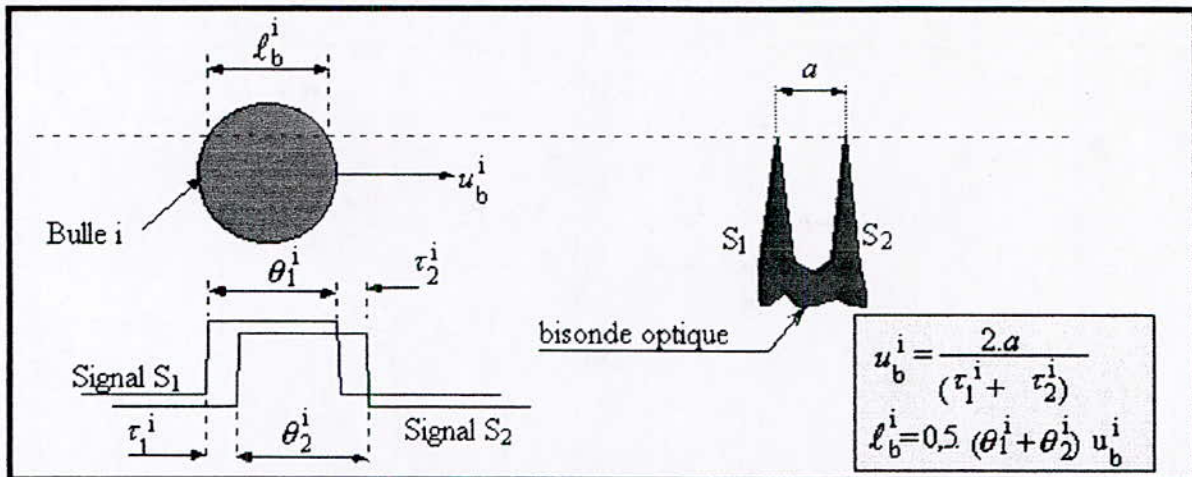


Fig III.19 : Méthode de calcul de la vitesse axiale et de la longueur découpée pour une bulle isolée

Pour un ensemble de n bulles, on peut calculer statistiquement les différentes moyennes locales, les différents moments, les différents écarts types ainsi que le sens de déplacement des bulles. La vitesse locale moyenne peut être également déterminée par l'inter corrélation temporelle des deux signaux optiques temporels. Le sens de l'écoulement (ou le signe de la vitesse) est obtenu directement par le signe du temps optimum τ_{opt} de l'inter corrélation temporelle.

Concernant les tailles de bulles, on peut dresser un histogramme des différentes cordes de longueurs découpées, ensuite envisager de remonter aux diamètres des bulles en suivant par exemple un schéma statistique (Belakhovsky, 1974).

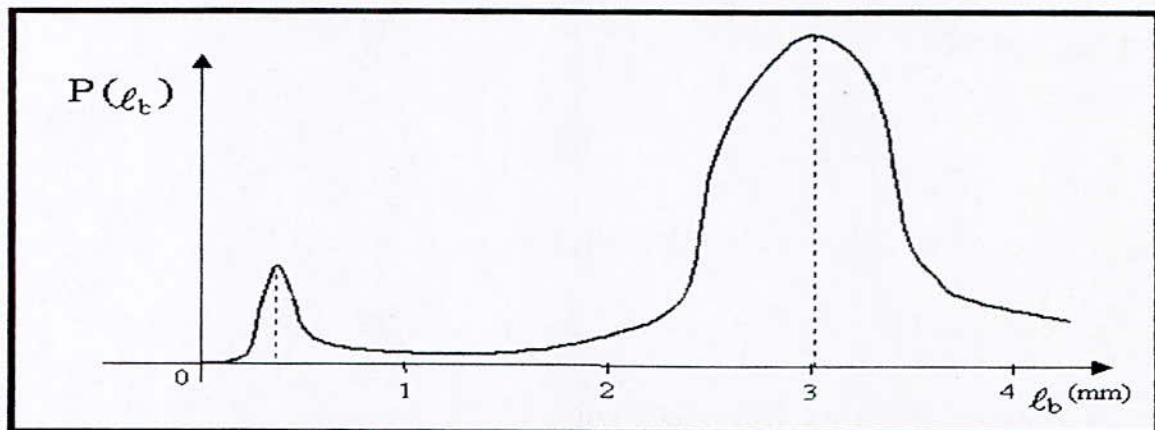


Fig III.20 : Histogramme des longueurs découpées des bulles

5. Exemple de réalisation des mesures :

5.1. Vitesse de poche :

La détermination de la vitesse de poche utilise des signaux de deux sondes conductimétriques distantes d'une certaine longueur L , par mesure du temps de vol d'un front de poche.

5.2. Taux de gaz dans le bouchon :

La mesure du taux de gaz s'effectue à l'aide du signal de la sonde optique de présence de phase. L'affectation de la mesure, à la configuration poche (ou bouchon) correspondante, nécessite le signal de la sonde de présence de configuration situé dans la même section car la sonde ne plonge pas toujours dans la configuration supposée, elle peut être à un certain rayon de l'axe de la conduite (fig III.22)

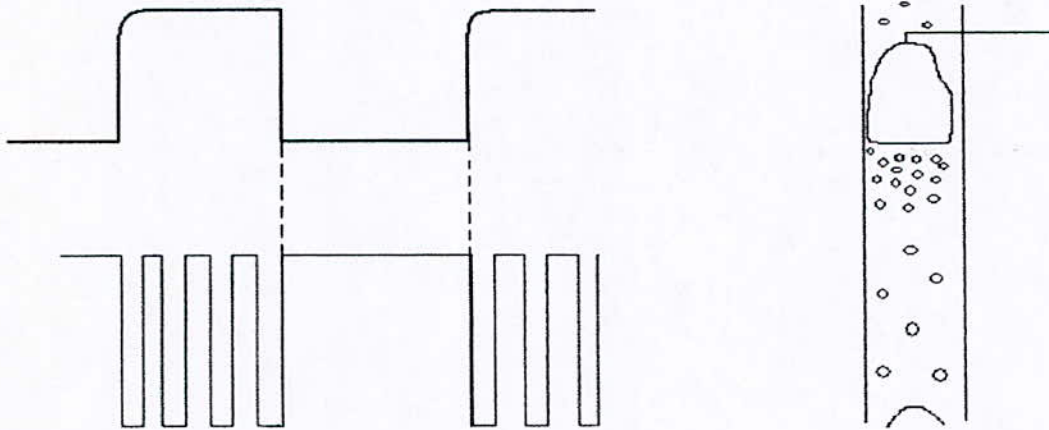


Fig III.21 : Sonde optique au centre de la conduite

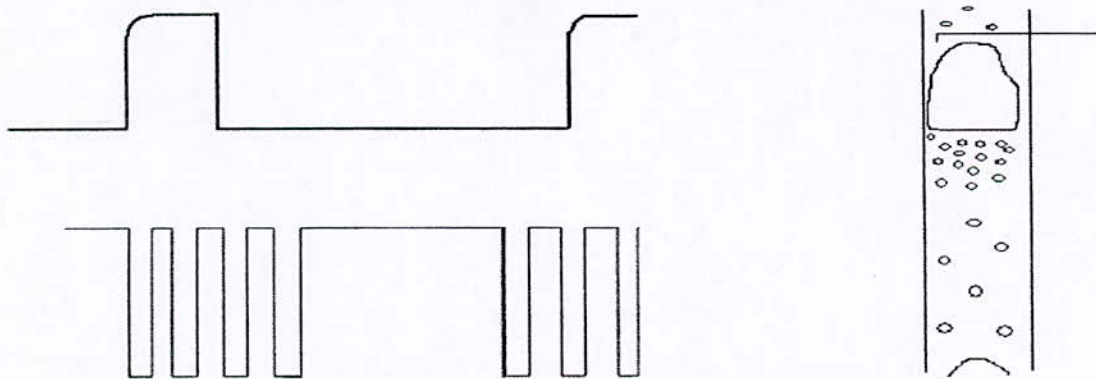


Fig III.22 : Sonde optique en un point courant r du rayon

5.3. Mesure en bout de configuration bouchon :

Lorsque la sonde de présence de configuration amont détecte la fin du bouchon de liquide, l'information correspondante de la vitesse produite par l'anémomètre laser est validée. Le temps de vol de ce bout de bouchon entre les sondes amont et aval est mesuré, ainsi que le taux de gaz déterminé à la sonde en bout de ce bouchon. Ces mesures sont effectuées au centre de la conduite.

Chapitre IV
Le Modèle homogène

1. Définition d'un modèle :

Un modèle mathématique est un ensemble d'équations présumé représenter le comportement d'un phénomène physique considéré dans des conditions données.

2. Le modèle homogène :

Pour modéliser l'écoulement du mélange de deux fluides de masses volumiques différentes séparés par un ensemble d'interface, on dispose des équations de conservation dans chaque domaine de phase continu et discontinue auxquelles on ajoute un ensemble de lois de fermeture. Ces dernières rendent compte des interactions dans les fluides et aux interfaces. La complexité du problème conduit à réduire le nombre de variables en intégrant les équations sur une variété spatiale.

L'idée de base du modèle homogène est de considérer le mélange comme un tout. Cette schématisation va se traduire par une simplicité de la mise en équation d'une part et une perte d'information aux différentes interactions microscopiques à l'interface d'autre part.

Néanmoins c'est exactement cette simplicité du modèle homogène qui font lui très demandé dans le domaine de technologie. C'est le cas avec les analyses du système dynamique d'écoulement diphasique où l'information exigée est la réponse de tout le mélange et pas de chaque phase. En outre, des analyses détaillées sur le comportement local de chaque phase peuvent être effectuées avec moins de difficultés, si ces réponses de mélange sont connues.

L'aspect le plus important du modèle homogène est la réduction du nombre total de champ d'équations et le nombre d'équations constitutives dans la formulation en comparaison du modèle à deux-fluide. Le modèle de homogène est exprimé en termes de quatre champs d'équations; la continuité de mélange, l'équation de quantité de mouvement et l'équation d'énergie plus une équation de diffusion qui tiennent compte des changements de concentration. On peut voir donc, que le modèle de diffusion suit l'approche standard employé la dynamique d'un mélange des gaz ou des liquides. On l'accepte généralement là que le modèle homogène soit approprié à un écoulement du mélange où la dynamique de deux phases est couplée.

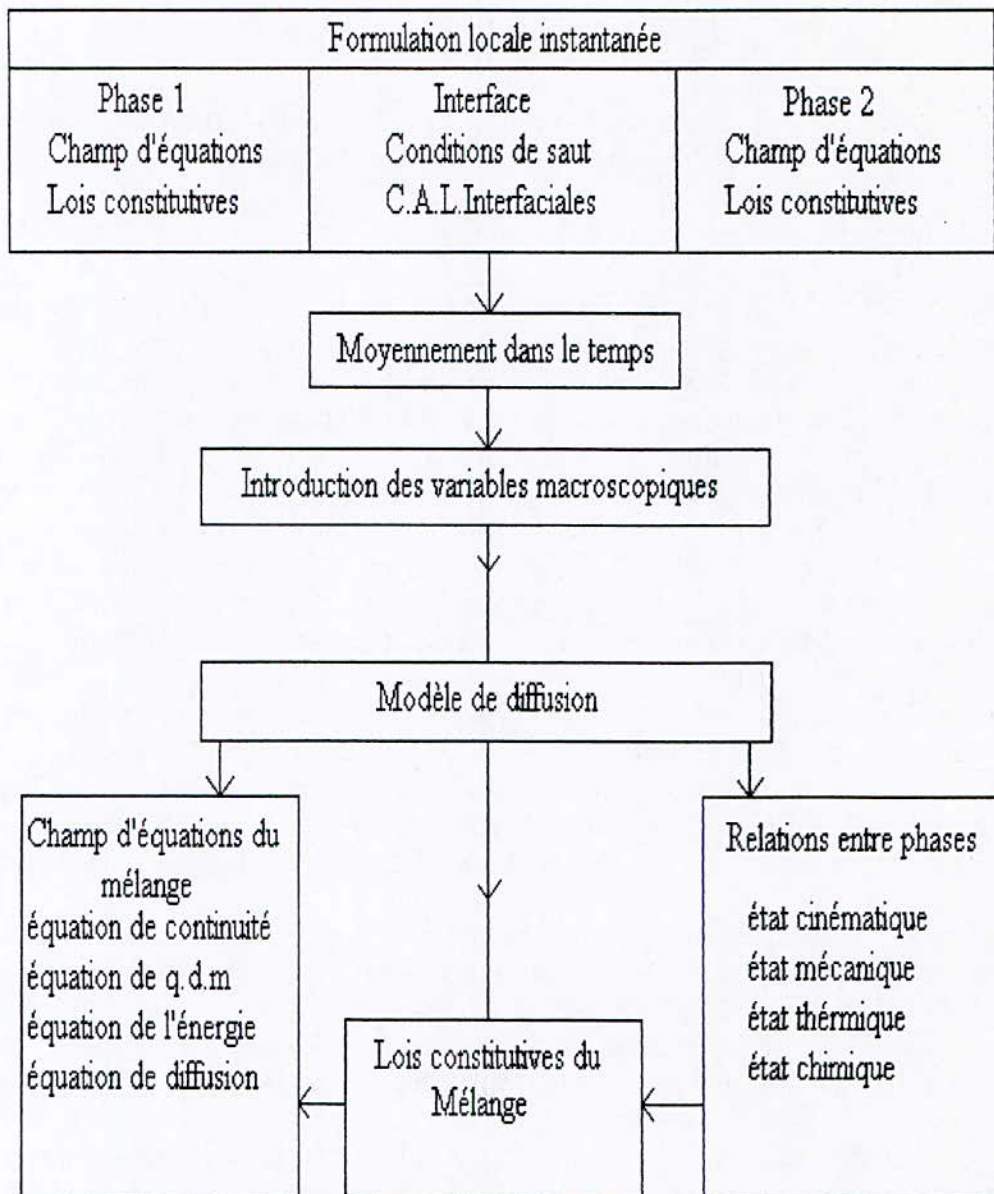


Schéma qui résume le modèle homogène

Nous noterons que les équations que nous allons utiliser dans ce présent chapitre sont obtenues en appliquant les opérateurs de moyenne temporelle.

Avant de décrire les équations de conservation de ce modèle, on définit les différents paramètres du mélange.

3. Les différents paramètres du mélange :

La densité :

$$\rho_m = \sum_k \alpha_k \rho_k ; k=1,2$$

La vitesse :

$$v_m = \frac{\sum_k \alpha_k v_k \rho_k}{\rho_m} ; k=1,2$$

La pression :

$$P_m = \sum_k \alpha_k P_k ; k=1,2$$

L'énergie interne :

$$u_m = \frac{\sum_k \alpha_k \rho_k u_k}{\rho_m} ; k=1,2$$

L'enthalpie :

$$i_m = u_m + \frac{P_m}{\rho_m} ; k=1,2$$

4. Les équations de conservation :

Conservation de la masse :

$$\partial_t \rho_m + \nabla \cdot (\rho_m v_m) = 0$$

$$\partial_t \alpha_1 \rho_1 + \nabla \cdot (\alpha_1 \rho_1 v_m) = \Gamma_1 - \nabla \cdot (\alpha_1 \rho_1 V_{1m})$$

Conservation de la quantité de mouvement :

$$\partial_t \rho_m v_m + \nabla \cdot (\rho_m v_m v_m) = -\nabla P_m + \nabla \cdot (\bar{\tau} + \tau^t + \tau^d) + \rho_m g + M_m$$

Conservation de l'énergie :

$$\partial_t \rho_m i_m + \nabla \cdot (\rho_m i_m v_m) = -\nabla \cdot (\bar{g} + g^t + g^d) + \frac{DP_m}{Dt} + \phi_m^u + \phi_m^\sigma + \phi_m^i$$

Les équations de conservation de la masse, de la quantité de mouvement et de l'énergie, ne sont pas suffisantes pour décrire complètement le système. Il est nécessaire de fournir des équations constitutives supplémentaires qui spécifient les caractéristiques de la réponse de certain groupe de mélanges macroscopiques à deux phases.

5. Les équations constitutives :

Les équations constitutives décrivent les propriétés intrinsèques d'un milieu donné. Elles n'ont pas de forme générale car elles sont liées directement aux paramètres de l'écoulement tels que le taux de vide, la nature de l'interface les vitesses d'écoulement. En outre, elles sont souvent non linéaires et devront donc être écrites et simplifiées selon le problème traité.

Pour fermer l'ensemble des équations du modèle homogène, il est nécessaire de lui enjoinde des équations d'état qui permettront donc de définir les différents tenseurs, flux et termes sources y apparaissent.

Axiome de continuité :

Exige qu'une interface ne reste pas à un point pour un intervalle du temps fini

$$\alpha_1 + \alpha_2 = 1$$

Équations thermiques d'état :

$$\overline{\rho_1} = \overline{\rho_1}(T_1, p_1)$$

$$\overline{\rho_2} = \overline{\rho_2}(T_2, p_2)$$

Équation d'état pour l'interface :

$$\overline{\sigma} = \overline{\sigma}(T_i)$$

Identité des vitesses de diffusion :

$$\sum_k \alpha_k \overline{\rho_k} V_{km} = 0$$

Vitesse V_{2m} :

$$V_{2m} = -\frac{\alpha_1 \rho_1}{\alpha_2 \rho_2} V_{1m} = -\frac{\alpha_1 \rho_1}{\rho_m} (\overline{v_1} - \overline{v_2}) = \frac{\rho_1}{\rho_m} V_{2J} = -\frac{\alpha_1 \rho_1}{\alpha_2 \rho_m} V_{1J}$$

Source de quantité de mouvement interfaciale :

$$M_m = \nabla \cdot (2H_{21} \overline{\sigma} \alpha_2) + M_m^H$$

Tenseur des forces de viscosité $\overline{\tau}$:

Pour les écoulements à phase dispersée, on a une simple équation qui n'est pas valable que pour ce type d'écoulement.

$$\overline{\tau} = (\alpha_1 \mu_1 + \alpha_2 \mu_2) (\nabla v_m + \nabla v_m)$$

Tenseur des forces de diffusion τ^D :

$$\tau^D = -\frac{\alpha_2}{1 - \alpha_2} \cdot \frac{\rho_1 \rho_2}{\rho_m} V_{2J} V_{2J}$$

Pour les écoulements à phase dispersée, plusieurs travaux ont montré que cette vitesse est fonction de la vitesse V_∞ d'une particule (goutte ou bulle) dans un milieu infini et du taux de vide.

$$V_{2J} = (1 - \alpha_2)^m V^\infty$$

Tenseur des forces de turbulence τ' :

$$\tau' = 2\mu_m^{T*} \rho_m L^2 \sqrt{2D_m : D_m D_m}$$

Tenseur des forces de surface du mélange ϕ_m^σ :

$$\phi_m^\sigma = E_m^H - v_m M_m^H - 2\overline{H_{12}\sigma} \frac{D\alpha_2}{Dt} + \overline{T_i} \frac{d\sigma}{dT} \frac{D_i}{Dt} (1/L_s)$$

Tenseur de dissipation dû à l'effet de viscosité ϕ_m^μ :

$$\phi_m^\mu = \sum_k \alpha_k \overline{\tau_k} : \nabla \overline{v_k} ; k=1,2$$

Tenseur d'échange d'énergie mécanique à l'interface ϕ_m^i :

$$\phi_m^i = \sum_k [\Gamma_k \overline{v_k}^2 / 2 + (\alpha_k \nabla \overline{P_k} - M_k^d) \cdot V_{km}]$$

Flux de chaleur \overline{g} :

On considère que la température de l'interface est proche de celle de la phase dispersée : $\nabla T_i \approx 0$ et $T_d \approx T_i$, nous pouvons écrire :

$$\overline{g} = -\overline{k_c} \nabla [\alpha_c (\overline{T_c} - \overline{T_i})]$$

Cette relation est valable pour les écoulements à phase dispersée, où :

Flux de chaleur de diffusion g^D :

$$g^D = -\alpha_1 \frac{\rho_1 \rho_2}{\rho_m} V_{2,j} (i_2 - i_1)$$

Flux de chaleur turbulent : g^T

$$g^T = \sum_k \alpha_k g_k^T = -\sum_k \alpha_k K_k^T (\nabla \overline{T_k} - \frac{\nabla \alpha_k}{\alpha_k} (\overline{T_i} - \overline{T_k}))$$

La différence de pression entre les deux phases :

$$\overline{P_1} - \overline{P_2} = -2\overline{H_{12}\sigma}$$

Les vitesses de diffusion :

$$\sum_k \alpha_k \overline{\rho_k V_{km}} = 0, \quad k=1,2$$

Condition de changement de phase :

$$\overline{p_2} - p^{sat}(\overline{T_i}) = 2H_{21} \sigma \left(\frac{\overline{\rho_2}}{\overline{\rho_2} - \overline{\rho_1}} \right)$$

Chapitre V
Le Modèle séparé

1. Le Modèle séparé :

Le modèle séparé prend en compte le fait que les deux phases peuvent avoir des propriétés et des vitesses différentes c'est à dire évoluer librement l'une par rapport à l'autre. Dans la version complète de ce modèle, les équations de continuité, de quantité de mouvement, de l'énergie sont écrites pour chaque phase, Ensuite les six équations sont résolues simultanément avec une équation qui décrit l'interaction entre les deux phases et avec les parois de la conduite.

Tandis que dans la version la plus simple, un seul paramètre tel que la vitesse varie pour les deux phases.

Si le nombre d'inconnues dépasse le nombre d'équations, des corrélations ou des hypothèses simplificatrices sont introduites.

2.Écoulement permanent avec considération des deux phases ensemble mais avec des vitesses différentes :

2.1. Équation de continuité :

$$M = M_1 + M_2 = \text{Constante.}$$

2.2. Équation de conservation de la quantité de mouvement :

$$-\frac{dp}{dz} = 4 \frac{\tau_w}{D} + G \frac{d}{dz} [\chi V_2 + (1-\chi)V_1] + [\alpha\rho_2 + (1-\alpha)\rho_1]g \cos \theta.$$

2.3. Équation de conservation de l'énergie :

$$\frac{1}{M} \left(\frac{dq_e}{dz} - \frac{dw}{dz} \right) = \frac{d}{dz} [\chi h_2 + (1-\chi)h_1] + \frac{d}{dz} \left[\chi \frac{V_2^2}{2} + (1-\chi) \frac{V_1^2}{2} \right] + g \cos \theta.$$

2.4. Gradient de pression :

$$-\frac{dp}{dz} = \left(\frac{2(C_{f1})_0 G^2 V_1 \phi_{l_0}^2}{D} + G^2 \frac{d\chi}{dz} \left\{ \frac{2\chi V_g}{\alpha} - 2 \frac{1-\chi}{1-\alpha} V_l + \left(\frac{\partial \alpha}{\partial \chi} \right)_p \left[\frac{(1-\chi)^2}{(1-\alpha)^2} V_l - \frac{\chi^2}{\alpha^2} V_g \right] \right\} \right)$$

$$\left(-\frac{G^2}{A} \frac{dA}{dz} \left[\frac{\chi^2}{\alpha} V_g + \frac{(1-\chi)^2}{1-\alpha} V_l \right] + g \cos \theta \left(\frac{1-\alpha}{V_l} + \frac{\alpha}{V_g} \right) \right)$$

$$* \left(1 + G^2 \left\{ \frac{\chi^2}{\alpha} \frac{\partial V_g}{\partial p} + \frac{(1-\chi)^2}{1-\alpha} \frac{\partial V_l}{\partial p} + \left(\frac{\partial \alpha}{\partial p} \right) \left[\frac{(1-\chi)^2}{(1-\alpha)^2} V_l - \frac{\chi^2}{\alpha^2} V_g \right] \right\} \right)^{-1}.$$

2.5. Évaluation du cisaillement à la paroi et le taux de vide α :

Les différentes équations qu'on a établit ne peuvent pas être résolus si le cisaillement à la paroi τ_w et le taux de vide α ne sont pas spécifiés, des corrélations sont généralement utilisés.

Pour cela ont définis plusieurs paramètres :

Gradient de pression du au gaz $\left(\frac{dp}{dz}\right)_g$.

Gradient de pression du au liquide $\left(\frac{dp}{dz}\right)_l$.

$$X^2 = \frac{\phi_g^2}{\phi_f^2} = \frac{\left(\frac{dp}{dz}\right)_l}{\left(\frac{dp}{dz}\right)_g}$$

X^2 Donne le degré du comportement du mélange comme un liquide plutôt comme un gaz.

$$\left(\frac{1}{\phi_f^2}\right)^{\frac{1}{n}} + \left(\frac{1}{\phi_g^2}\right)^{\frac{1}{n}} = 1.$$

$$\alpha = (1 + X^{0.8})^{-0.378}$$

Pour trouver les valeurs on procède comme suit :

- On calcule le gradient de pression du liquide ;
- On calcule le gradient de pression du gaz ;
- On calcule le rapport X ;
- On utilise les corrélation données par Martinelli pour déterminer ϕ_g et α .
- On détermine la variation de pression du au frottement.

3. Écoulement séparé où les deux phases sont considérées séparément :

Pour éviter l'utilisation des corrélations, il est nécessaire d'utiliser plus d'équations pour relier les différentes variables. Donc, on est amené à écrire les lois de conservation séparément.

3.1. Équation de continuité :

$$\frac{\partial}{\partial t} [\rho_1(1-\alpha)A] + \frac{\partial}{\partial z} [\rho_1(1-\alpha)V_1A] = \int (S_{12} + S_1) dA.$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_2\alpha A) + \frac{\partial}{\partial z} [\rho_2\alpha V_2 A] = \int (-S_{12} + S_2) dA.$$

Avec :

S_{12} : Le débit massique du changement de phase par unité de volume.

S_1, S_2 : Les sources extérieures de matières.

3.2. Équation de conservation de quantité de mouvement :

$$\rho_1 \left(\frac{\partial V_1}{\partial t} + V_1 \frac{\partial V_1}{\partial z} \right) = b_1 + f_1 - \frac{\partial p}{\partial z}.$$

$$\rho_2 \left(\frac{\partial V_2}{\partial t} + V_2 \frac{\partial V_2}{\partial z} \right) = b_2 + f_2 - \frac{\partial p}{\partial z}.$$

4. Écoulement avec changement de phase :

4.1. Équation de conservation de quantité de mouvement :

$$\rho_1 V_1 \frac{dV_1}{dz} = - \frac{dp}{dz} - \rho_1 g \cos \theta + \frac{F_{12} - F_{w1}}{1 - \alpha} - \frac{1 - \eta}{1 - \alpha} (V_2 - V_1) G \frac{d\chi}{dz}.$$

$$\rho_2 V_2 \frac{dV_2}{dz} = - \frac{dp}{dz} - \rho_2 g \cos \theta + \frac{F_{12} + F_{w2}}{\alpha} - \frac{\eta}{\alpha} (V_2 - V_1) G \frac{d\chi}{dz}.$$

5. Écoulement où la force de l'inertie est dominante :

Pour un écoulement permanent unidimensionnel sans changement de phase avec $f = 0$; nous aurons :

$$- \frac{dp}{dz} = \rho_1 V_1 \frac{dV_1}{dz} = \rho_2 V_2 \frac{dV_2}{dz}.$$

6. Modèle à vitesse de dérive :

Le Modèle à vitesse de dérive est un modèle séparé où l'attention est donnée beaucoup plus au mouvement relatif plutôt qu'au mouvement de chaque phase.

6.1. Vitesse de dérive :

$$\overline{V_{21}} = V_{21} \alpha (1 - \alpha)$$

$$\overline{V_{21}} = (1 - \alpha) \overline{V_2} - \alpha \overline{V_1}.$$

$$\overline{V} = \overline{V_1} + \overline{V_2}.$$

$$\overline{V_1} = (1 - \alpha) \overline{V} - \overline{V_{21}}.$$

$$\overline{V_2} = \alpha \overline{V} + \overline{V_{21}}.$$

6.2. Expressions du taux de vide et de la densité moyenne :

$$\alpha = \frac{\overline{V}_2}{\overline{V}} \left(1 - \frac{\overline{V}_{21}}{\overline{V}_2} \right)$$

$$\rho_m = \frac{\rho_1 \overline{V}_1}{\overline{V}} + \frac{\rho_2 \overline{V}_2}{\overline{V}} + (\rho_1 - \rho_2) \frac{\overline{V}_{21}}{\overline{V}}$$

6.3. Écoulement gravitaire sans cisaillement de paroi :

Le modèle à vitesse de dérive est commode pour l'analyse des écoulements où la force de gravité ou autres forces sont équilibrées par le gradient de pression et les forces entre les composantes.

6.3.1. Premier cas : suspension de bulles dans un liquide.

La force de traînée par unité de volume s'exprime par relation suivante :

$$F_{12} = \alpha(1 - \alpha)g(\rho_1 - \rho_2)$$

Et \overline{V}_{21} est fonction de α et des propriétés du système.

6.3.2. Deuxième cas : suspension de particules solides dans un fluide.

On aura dans ce cas :

$$\frac{\overline{V}_{21}}{V_\infty} = \alpha(1 - \alpha)^n$$

Avec :

V_∞, n Représente respectivement la vitesse limite d'une seule particule dans un fluide infini

et n Qui dépend du nombre de Reynolds.

α , concentration de la phase dispersée.

6.3.3. Remarques sur l'analyse des écoulements gravitaires :

L'analyse faite ne tient pas en compte les variations des différents paramètres, pour préciser les choses on peut introduire un facteur correcteur donné par la formule :

$$C_0 = \frac{\overline{\alpha V}}{\alpha V}$$

D'où les expressions deviennent :

$$\overline{V}_2 = \frac{\overline{V}_2}{\alpha}$$

$$\overline{V}_{21} = \overline{V}_2 - \alpha \overline{V}$$

$$\bar{V}_2 = C_0 \bar{V} + \frac{\bar{V}_{21}}{\alpha}$$

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{C_0} \frac{Q_2}{Q_1 + Q_2}$$

Pour \bar{V}_{21} , deux cas peuvent s'envisager :

- \bar{V}_{21} indépendant de α : $\bar{V}_{21} = \text{constante}$.
- \bar{V}_{21} varie linéairement avec α : $\bar{V}_{21} = b_0 + b_1 \bar{\alpha}$.

$$\bar{\alpha} = \frac{Q_2 - A b_0}{C_0 (Q_1 + Q_2) + b_1}$$

7. Modèle à ondes :

La théorie d'ondes est très puissante pour analyser les écoulements non permanents, dans certains cas les changements du régime d'écoulement proviennent de l'amplification des ondes.

On distingue deux classes d'ondes, les ondes continues et les ondes dynamiques.

Chapitre VI
Modèle cellulaire

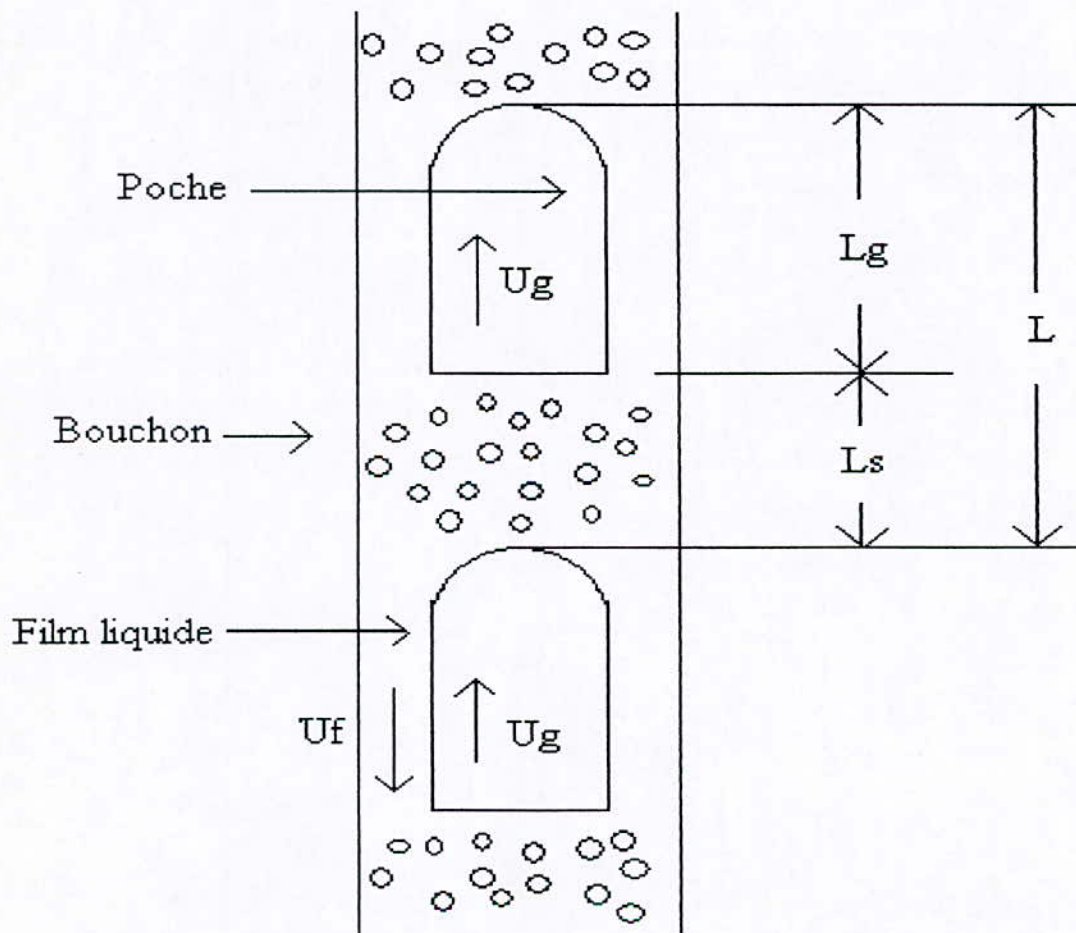
1. Modèle cellulaire :

1.1. Le régime à poches et à bouchons :

L'écoulement intermittent se compose d'une succession de cellules constituées de deux zones : une zone à phases séparées, une zone à phases dispersées. La zone à phase dispersée, ou bouchon, représente la portion de l'écoulement où la phase liquide est continue, la phase gaz étant dispersée sous forme de bulle. La zone à phase séparées concerne une portion de l'écoulement où le gaz forme une poche de gaz, le liquide étant réparti à la paroi (film liquide contenant éventuellement de fines bulles de gaz).

Chaque configuration poche ou bouchon est constituée des deux phases gaz et liquide.

dans un repère mobile liée à la poche. le film liquide descend. une proportion plus ou moins grande de ce film descend par rapport à la paroi. par conséquent, au niveau de l'interface queue de poche-front de bouchon, le film pénètre dans le bouchon, en arrachant à la poche une certaine quantité de gaz ; la pénétration du film liquide à contre-courant dans le bouchon crée une zone de culot de poche tourmentée et aérée. le film transporte peu de bulles ; l'alimentation en gaz des bouchons s'effectue donc principalement par le phénomène d'arrachage. la poche monte plus vite que les bulles entraînées dans le bouchon de liquide ; par conséquent, la poche rattrape la majorité du gaz contenu dans le bouchon. l'alimentation en gaz de la poche s'effectue par captage des bulles au nez de la poche.



FigVI.1 : écoulement à poche-bouchon

2. Bases de la modélisation :

2.1. Notion de cellule moyenne équivalente :

La finalité de toutes les méthodes de calcul des écoulements diphasiques en conduite est de déterminer d'abord le taux de gaz R_G et le gradient de pression dp/dx différentes approches ont été adoptées. certains auteurs ont développé des corrélations empiriques destinées à accéder directement à ces grandeurs.

En fait, la structure cellulaire de l'écoulement compromet une telle approche : l'écoulement intermittent superpose que des zones à phases séparées et des zones à phases dispersées ; il faut certainement, introduire des lois phénoménologiques spécifiques aux zones poche et bouchon.

Le modèle proposé ici permet de décrire l'évolution du taux de présence, des vitesses phasiques et du gradient de pression dans la cellule moyenne.

La cellule moyenne est définie à partir d'une moyenne d'ensemble effectuée sur une population de N cellules observées pendant un intervalle de temps T

La cellule moyenne équivalente comprend une configuration à phases séparées, la partie poche-film, et une configuration à phases dispersées, la partie bouchon.

dans ce qui suit β est un indice de configuration dans chaque cellule ; $\beta = S$ dans la partie poche, $\beta = D$ dans la partie bouchon. l'indice ℓ désigne le numéro d'une cellule observée à l'abscisse X, à partir de l'instant $t_{\beta\ell}$, pendant une durée $\theta_{\beta\ell}$ de configuration β ($\theta_{\beta\ell}$ sont les réalisations de la variable aléatoire θ_β , durée de configuration).

2.2. Opérateurs de moyenne :

Trois types de moyenne temporelle sont appliqués à une grandeur phasique (phase K) déjà moyennée dans la section d'abscisse X ; soit $\langle G_K(X, t) \rangle$ une telle grandeur :

- moyenne temporelle $\overline{G}_K(X, t)$:

$$\overline{G}_K = \frac{1}{T} \int_t^{t+T} \langle G_K(X, t') \rangle dt'$$

- moyenne par configuration $G_{K\beta}$

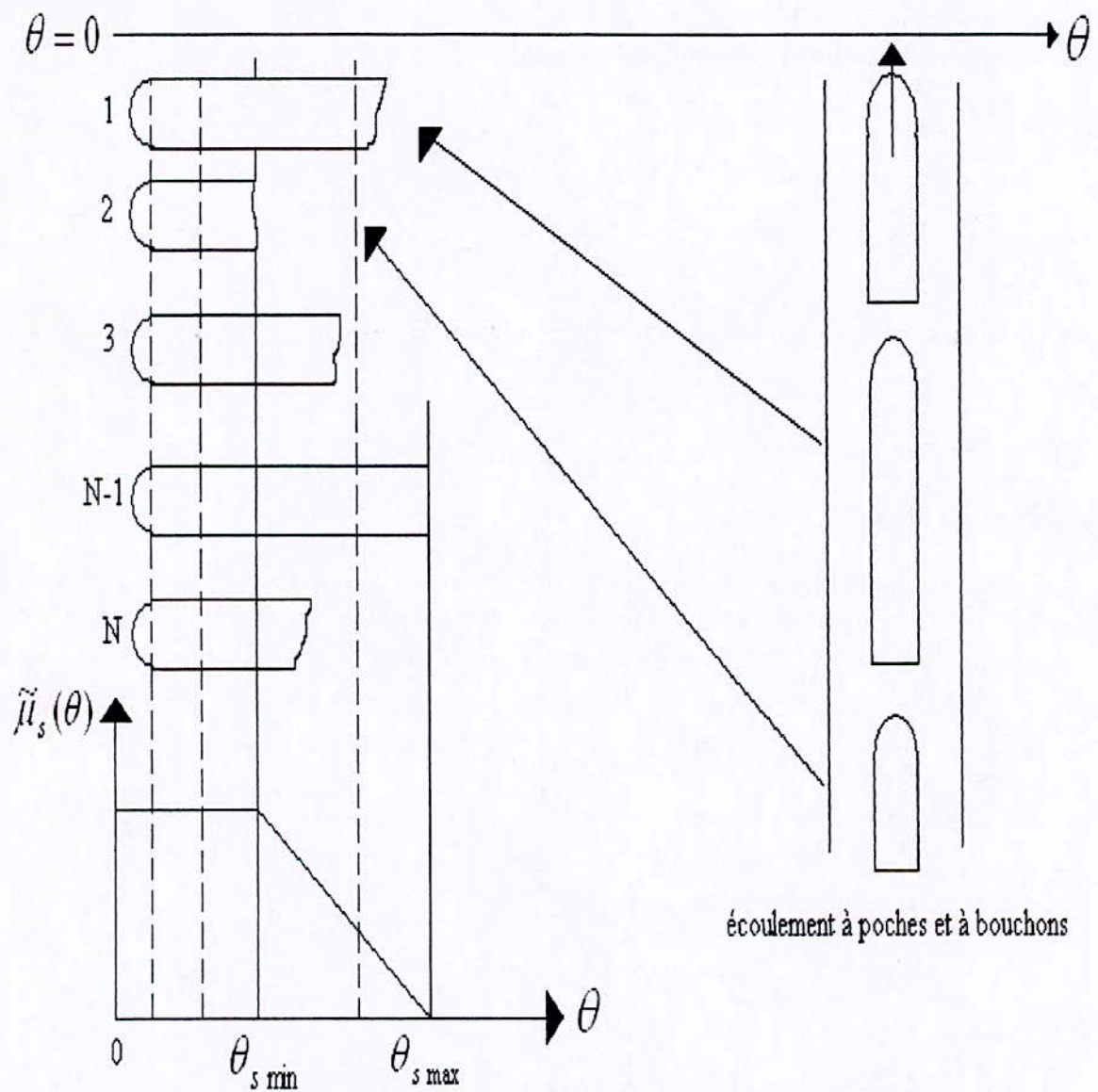
$$G_{K\beta} = \overline{\langle G_K \chi_\beta(X, t) \rangle}$$

La fonction de pondération χ_β caractérise la présence de la configuration β dans chaque cellule :

$$\begin{aligned} t \in [t_{\beta\ell}, t_{\beta\ell} + \theta_{\beta\ell}] & \quad \chi_\beta = \chi_{\beta\ell} = 1 \\ t \notin [t_{\beta\ell}, t_{\beta\ell} + \theta_{\beta\ell}] & \quad \chi_\beta = 0 \end{aligned}$$

- moyenne cellulaire : afin de décrire l'évolution interne d'une grandeur dans chaque cellule, on introduit une variable interne θ qui caractérise le temps écoulé entre le passage d'un front et l'instant d'observation, les schémas de la figure schématisent l'opération de moyenne cellulaire pour la configuration poche : tant que θ est inférieur à un seuil

$\theta_{s, \min}$ (longueur minimale de poche observée) toutes les poches contribuent au calcul de la moyenne. quand $\theta > \theta_{s, \min}$ un pourcentage de plus en plus faible de l'ensemble N est pris en compte : ce pourcentage, noté $\tilde{\mu}_s(\theta)$, correspond d'ailleurs à la fonction de distribution de θ_s .



figVI.2 : Moyenne cellulaire dans les poches

La moyenne cellulaire \tilde{G} est définie par :

$$\tilde{G}_{K\beta} = \langle G_K(X, t) \delta(X, t, \theta) \rangle$$

La fonction de pondération δ_β permet de choisir l'instant d'observation dans une configuration de cellule passant à l'abscisse X :

$$\text{Si } t \in [t_{\beta c}, t_{\beta c} + \theta_{\beta c}] \quad \delta_\beta = \delta_{\beta c}(t_{\beta c} + \theta)$$

Où $\delta_{\beta c}$ est une distribution de Dirac :

$$\text{Si } t \notin [t_{\beta c}, t_{\beta c} + \theta_{\beta c}] \quad \delta_\beta = 0$$

Notons les relations entre les différentes moyennes :

$$G_{K\beta} = \frac{1}{\tilde{\theta}_\beta} \int_0^{\tilde{\theta}_\beta} \tilde{G}_{K\beta} \tilde{\mu}_\beta(\theta) d\theta$$

Avec :

$$\tilde{\mu}_\beta(\theta) = \chi_\beta \delta_\beta$$

$$G_K = \theta_S G_{KS} + \alpha_D G_{KD}$$

$\tilde{\theta}_\beta$ est la durée moyenne de la configuration β

$\tilde{\theta}_c = \tilde{\theta}_S + \tilde{\theta}_D$ est la période cellulaire.

Les taux de présence de configuration α_β sont définis par $\alpha_\beta = \frac{\tilde{\theta}_\beta}{\tilde{\theta}_c}$.

3. Équations de base :

Elles sont obtenues par moyenne cellulaire, les équations de conservation de la masse et de la quantité de mouvement préalablement moyennées dans la section pour chaque phase.

En écoulement permanent établi, les grandeurs $\overline{G_{K\beta}}$ ne sont fonction que de θ . En fait, la variable temporelle θ est remplacée par une variable spatiale $X' = U\theta$, représentant la position d'une section par rapport au front de la cellule moyenne de célérité U dans la conduite.

Les variables du modèle sont :

Les taux de présence $\overline{R_{K\beta}}(X')$ avec :

$$\overline{R_{G\beta}} + \overline{R_{L\beta}} = 1$$

Les vitesses phasiques $\tilde{V}'_{K\beta}(X')$ dans le repère lié à la cellule moyenne ;

Le gradient de pression $\frac{dp}{dx}$ en admettant l'égalité des pressions dans chaque phase à une abscisse.

Dans chaque configuration poche ou bouchon, le modèle est formé d'un système de cinq équations de base comprenant quatre équations de conservation et la relation géométrique.

Pour fermer le système, il faut proposer des lois constitutives des différents termes représentant :

Les interactions fluide-fluide ou fluides - paroi dans chaque configuration ;

Les interactions entre configurations.

4. Lois de fermeture dans la zone film-poche :

Dans la zone film-poche, désignons :

Par $K = F$, la phase s'écoulant sous forme de film constituée par un mélange homogène de gaz et de liquide ; R_{GF} désigne le taux de gaz contenu dans le film ;

Par $K = P$, la phase constituant la poche, c'est-à-dire du gaz contenant éventuellement des gouttelettes de liquide : R_{LP} est le taux de liquide dans la poche.

Dans le gaz, la structure de l'écoulement peut s'interpréter suivant les concepts de turbulence de paroi : l'interface liquide, lisse ou rugueuse, représente pour le gaz une paroi mobile.

En admettant que la vitesse de la paroi est la vitesse de film \tilde{V}_{FS0} à l'interface, les résultats classiques des écoulements turbulents en conduite circulaire s'appliquent au gaz contenu dans la poche.

La loi de frottement s'exprime par :

$$\tau_{IS} = \frac{1}{2} \rho_G f_{IS} (\tilde{V}_{FS0} - \tilde{V}_{PS})^2$$

$f_{IS} = f_{IS} \left(\frac{K_{IS}}{R_I}, \text{Re} \right)$ est une loi de type colebrook

$$\text{Re} = 2 \frac{(\tilde{V}_{FS0} - \tilde{V}_{PS}) R_I}{\nu_G}$$

La rugosité interfaciale est supposée proportionnelle à l'épaisseur du film e_f :

$$K_{IS} = \alpha e_f$$

En bout de poche, le film liquide tombant à grande vitesse entraîne un débit q_{Ge} de gaz ; une partie q_{Gc} est restituée par agitation au fond de la poche. si q_G est le débit de gaz qui traverse le bouchon, il vient :

$$q_G = q_{Ge} - q_{Gc}$$

D'autre part, on considère que la couche de gaz se déplaçant à vitesse relative $V'_p(y)$ positive est entraînée dans le bouchon. Soit δ_e l'épaisseur de cette couche, δ_e est donnée par :

$$V'_p(\delta_e) = 0$$

En admettant pour $V'_p(y)$ des lois de paroi et déficitaire classiques de l'écoulement turbulent en conduite circulaire, q_{Ge} est calculé par :

$$q_{Ge} = 2\pi \int_{R_I}^{R_I - \delta_e} (R_I - y) V'_p(y) dy$$

L'expression suivante est adoptée pour estimer le débit réinjecté au culot de la poche :

$$q_{Gc} = C\pi R^2 R_{Ge} V'_{FS0}$$

R_{Gc} est le taux de gaz au nez du bouchon estimé par :

$$R_{Gc} = \frac{q_{Gc}}{q_{Ge} + q_L}$$

La constante C est prise égale à 0.25.

L'analyse est basée sur l'hypothèse d'écoulement parallèle dans le film établi.

En écoulement laminaire, le profil de vitesse est solution de :

$$\rho_F V_F \frac{dV'_F}{dy'} = \tau_{wF}$$

D'où l'expression de la contrainte de cisaillement pariétal :

$$\tau_{wF} = \frac{1}{2} \rho_F f_{wF} (V_F' - U) |V_F' - U|$$

Avec :

$$f_{wF} = 24\alpha_0 \text{Re}_F^{-1}$$

Et :

$$\text{Re}_F = \frac{4e_f |V_F' - U|}{\nu_F}$$

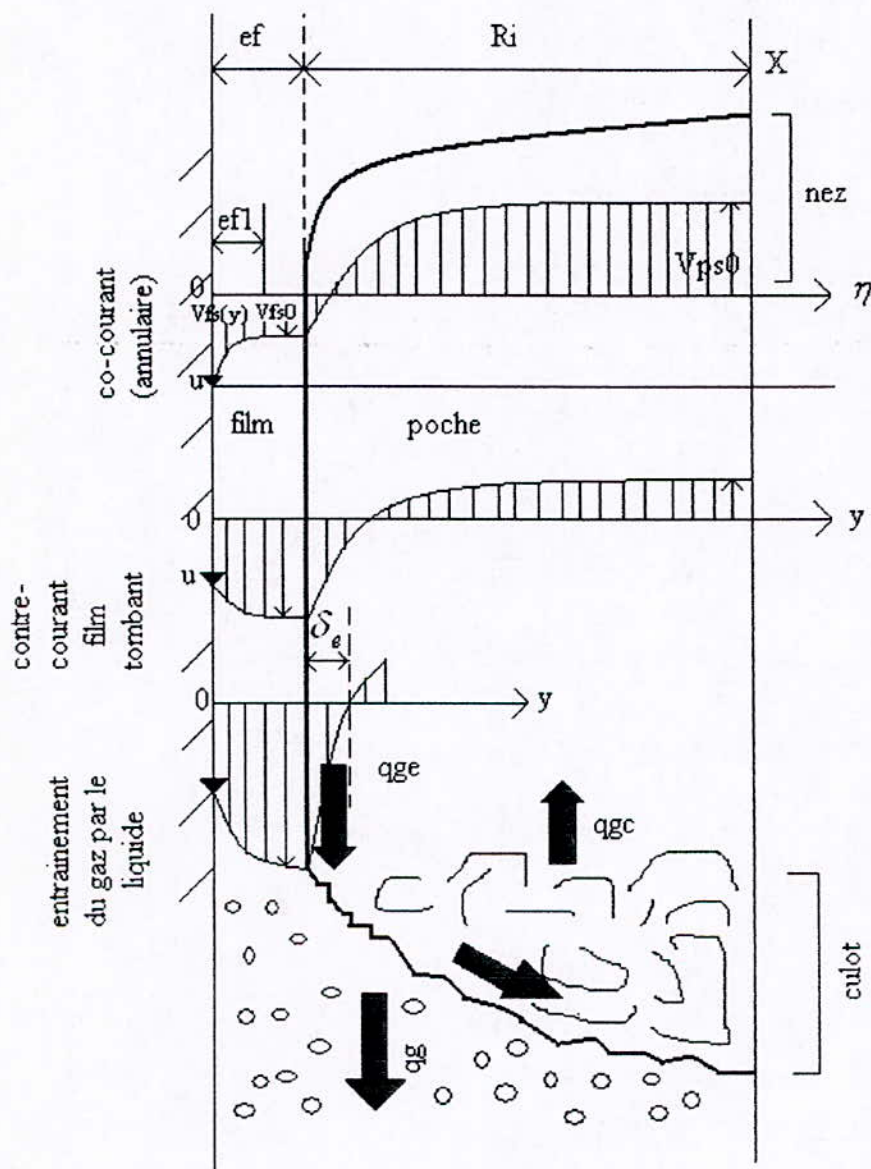
Où :

$$\alpha_0 = \alpha_0(\alpha_c, \xi_l)$$

$$\alpha_c = \frac{\tau_{IS}}{\tau_{wF}}$$

$$\xi_l = \frac{R_l}{R}$$

En écoulement turbulent dans le film correspond une structure complexe qui résulte de l'interaction entre la turbulence produite à la paroi et la turbulence produite à l'interface. Des études récentes ont permis de caractériser des écoulements de ce type, en configuration stratifiée : il a été montré que près des parois, se retrouvent des comportements de turbulence de paroi. Par contre, sous l'interface, le transport de turbulence est très important et peut générer des écoulements secondaires. Sans informations expérimentales sur les films turbulents minces, c'est le bilan de quantité de mouvement en écoulement parallèle qui est retenu, avec les schémas de profils de vitesses représentés sur la figure.



FigVI.3 : écoulement film-poche

L'épaisseur e_f détermine la zone de validité du profil de vitesse logarithmique vis-à-vis de la zone à vitesse uniforme dominée par la turbulence interfaciale.
 Le cisaillement pariétal s'écrit :

$$\tau_{wF} = \frac{1}{2} \rho_F f_{wF} (V_{FI}' - U) |V_{FI}' - U|$$

Où :

$$f_{wF} = f_{wF} \left(\frac{K_w}{2e_{fI}}, \text{Re}_{fI} \right)$$

Donné par une loi de type colebrook,

$$\text{Re}_{fI} = \frac{4e_{fI} |V_{FI}' - U|}{\nu_F}$$

Et :

$$e_{fI} = \frac{e_f}{1 + |\alpha_c|}$$

5. Loïs de fermeture dans le bouchon :

Le glissement G est relié aux diamètres de bulles par les abaques de GRACE paramétrées suivant le nombre de MORTON (Mo) :

$$G = G(d, Mo).$$

Avec :

$$Mo = \frac{g\mu_L^4}{\rho_L \sigma^3}$$

La relation entre le diamètre d et la dissipation d'énergie dans le liquide ε_{LD} est donnée par la formule de HINZE, la dissipation ε_{LD} étant estimée par bilan d'énergie cinétique dans le bouchon :

$$d = C \left(\frac{\sigma}{\rho_L} \right)^{\frac{3}{5}} \varepsilon_{LD}^{-\frac{2}{5}}$$

L'expression de la contrainte de cisaillement pariétal est classique :

$$\tau_{wD} = \frac{1}{2} \rho_L f_{wD} (U - V_{LD}') |U - V_{LD}'|$$

Avec :

$$f_{wD} = f_{wD} \left(\frac{K_w}{R}, \text{Re}_D \right)$$

Et :

$$\text{Re}_D = \frac{2|U - V_{LD}'|R}{\nu_L}$$

6. Loïs de fermeture des interactions poches-bouchon :

La célérité des poches s'exprime en fonction de la somme des vitesses superficielles par la relation :

$$U = C_1 (U_G + U_L) + C_2 \left(\frac{2gR\Delta\rho}{\rho_L} \right)^{0.5}$$

Où le coefficient C_1 est de l'ordre de 1.20 et le coefficient C_2 est exprimé par un abaque de ZUKOSKI en fonction de l'inclinaison γ de la conduite et du nombre de bond (Bo) de l'écoulement :

$$Bo = \frac{\Delta\rho g D^3}{\sigma}$$

$$C_2 = C_2(\gamma, Bo)$$

7. Modèle de l'écoulement intermittent :

Le tableau 1 rassemble l'ensemble des équations et lois constitutives décrivant l'évolution des grandeurs dans la zone poche et la zone bouchon de la cellule moyenne. Il existe deux versions du modèle poche : l'une décrit l'évolution dans la poche, l'autre suppose le régime établi et assimile les valeurs des grandeurs en bout de poche aux grandeurs moyennes dans la poche : en effet, différentes simulations réalisées avec la première version ont montré que le poids de la zone du nez de poche est en général faible dans le calcul. Les résultats théoriques présentés ici ont été obtenus en utilisant le modèle simplifié.

7.1. Principe de calcul

Le taux de gaz R_G dans la conduite est calculé par une boucle de calcul itératif. En effet, pour un couple (U_L, U_G) la célérité de poches U est connue. Les débits relatifs q_L, q_G sont alors déterminés par :

$$q_L = A[(1 - R_G)U - U_L]$$

$$q_G = A(R_G U - U_G)$$

q_L et q_G étant connus, le modèle poche permet de déterminer les caractéristiques de l'écoulement de film et les vitesses en bout de poche : ces caractéristiques injectées dans le modèle d'arrachage génèrent une nouvelle valeur de q_G , c'est-à-dire une nouvelle valeur de R_G . C'est donc la résolution du modèle poche et du modèle d'arrachage qui permet de déterminer q_L, q_G, R_G .

q_G étant connu, la résolution dans le modèle bouchon est effectuée en réalisant une deuxième boucle itérative de calcul du glissement.

La connaissance de G permet de déterminer le taux moyen de gaz dans le bouchon par :

$$R_{GD} = \frac{(1 - a_0)}{2} \left[1 + \sqrt{1 + \frac{4q_G}{AG(1 - a_0)^2}} \right]$$

Avec :

$$a_0 = \frac{U - (U_G + U_L)}{G}$$

La vitesse V'_{LD} et le gradient de pression par frottement $(\frac{dp}{dx})_D$ peuvent alors être calculés.

Le taux de présence de configuration s'exprime par :

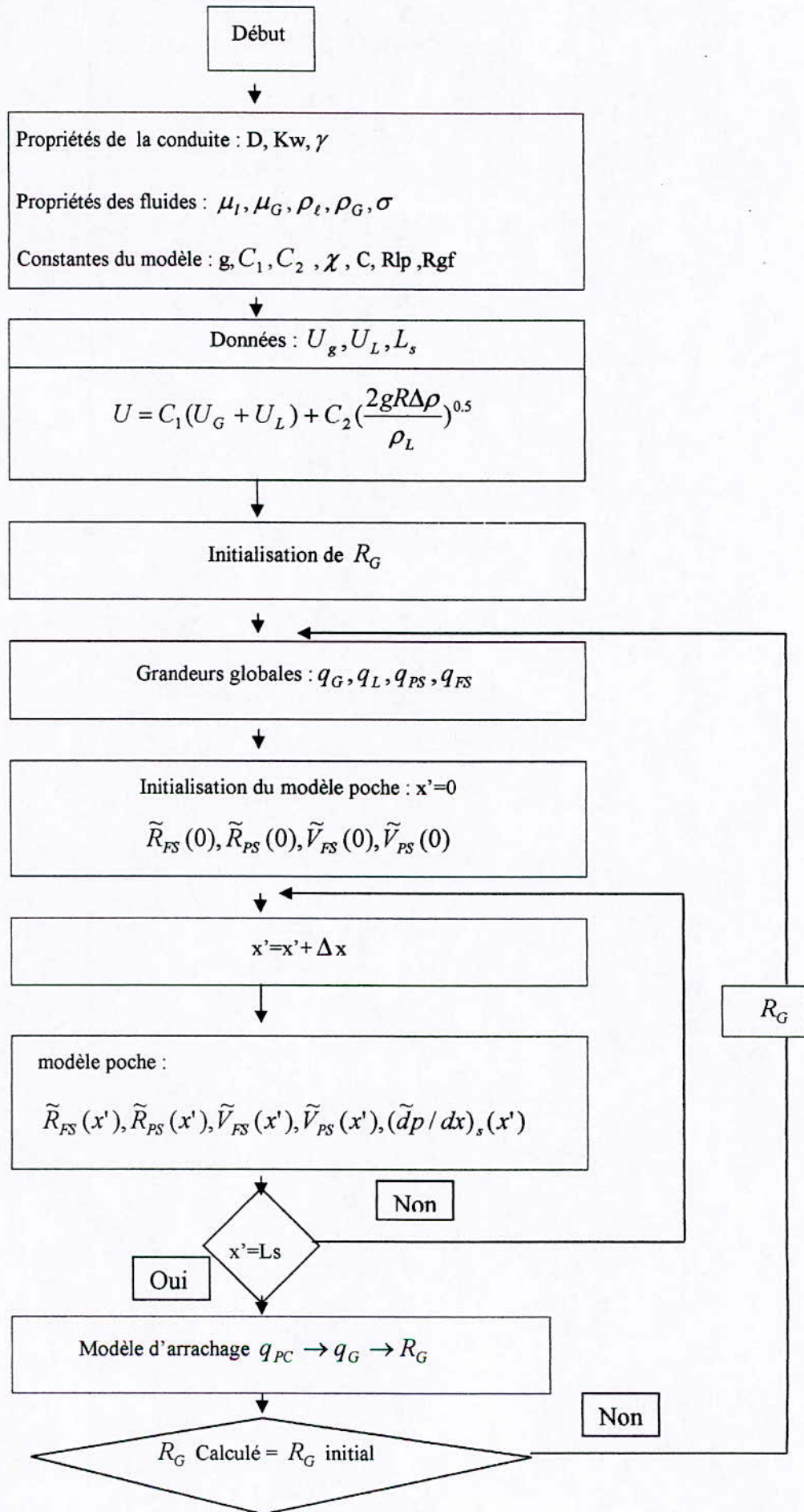
$$\alpha_s = \frac{R_G - R_{GD}}{R_{GS} - R_{GD}}$$

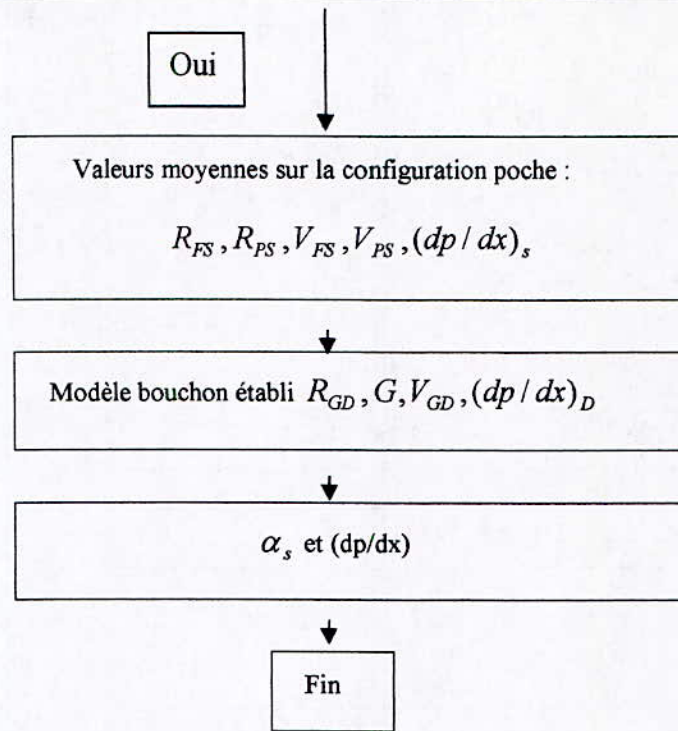
Et le gradient total de pression :

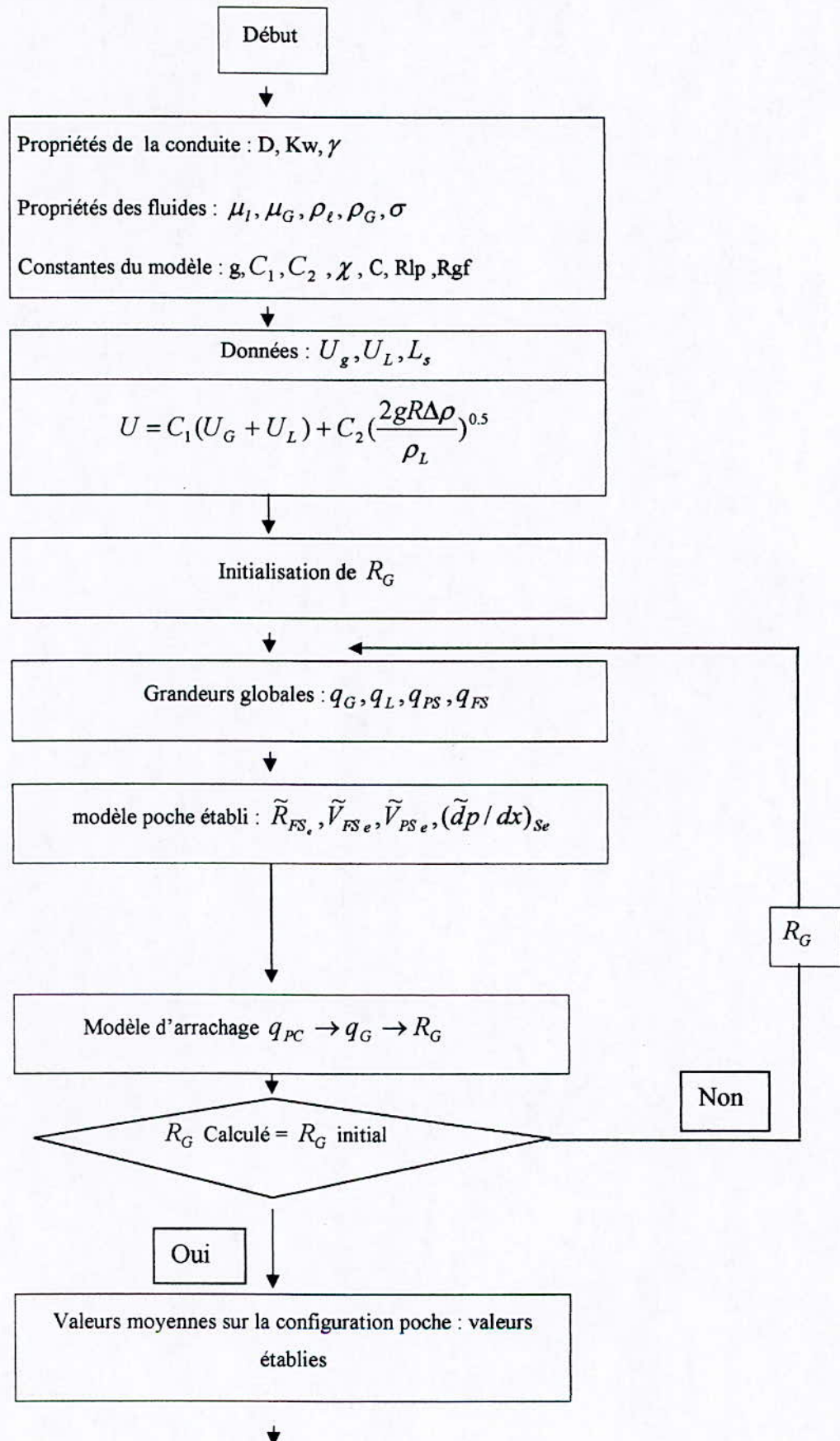
$$\frac{dp}{dx} = (\rho_G R_G + \rho_L R_L)g + \alpha_s \left(\frac{dp}{dx}\right)_S + \alpha_D \left(\frac{dp}{dx}\right)_D$$

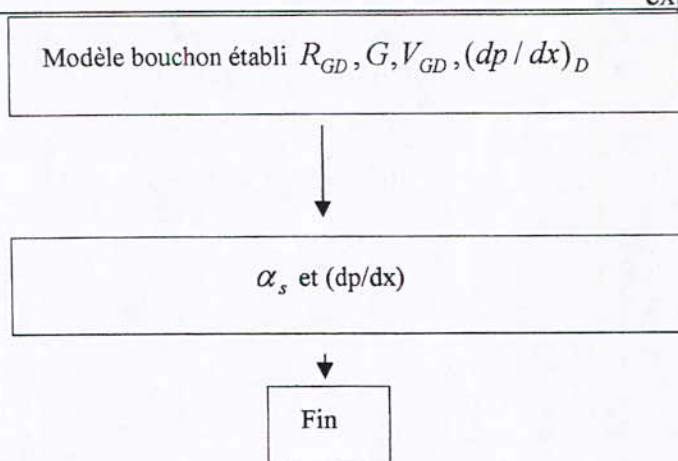
Chapitre VII
Expérimentation numérique

1. Organigramme pour un modèle évolutif :





2. Organigramme pour un modèle établi:



3. Application numérique du Modèle cellulaire établi :

Le modèle cellulaire qui suit est établi pour un écoulement poche-bouchon d'un mélange d'air et d'eau dont les caractéristiques sont les suivantes :

Propriétés de la conduite :

Diamètre (d)=0.07m

Rugosité absolue (Kw)=3mm

Propriétés de liquide

Viscosité dynamique (μ_l)=0.001Kg/m.s

Viscosité cinématique (ν_l)=0.000001m²/s

Masse volumique (ρ_l)=1000Kg/m³

Propriétés du gaz (air)

Viscosité dynamique (μ_g)=0.0000195 Kg/m.s

Viscosité cinématique (ν_g)=0.00001508 m²/s

Masse volumique (ρ_g)=1.293 Kg/m³

Tension superficielle (σ)=0.034N/m

Constante du modèle :

L'accélération de la pesanteur (g)=9.8m/s²

Première constante de la vitesse ascensionnelle (C_1)=1.2

Deuxième constante de la vitesse ascensionnelle (C_2)=0.35

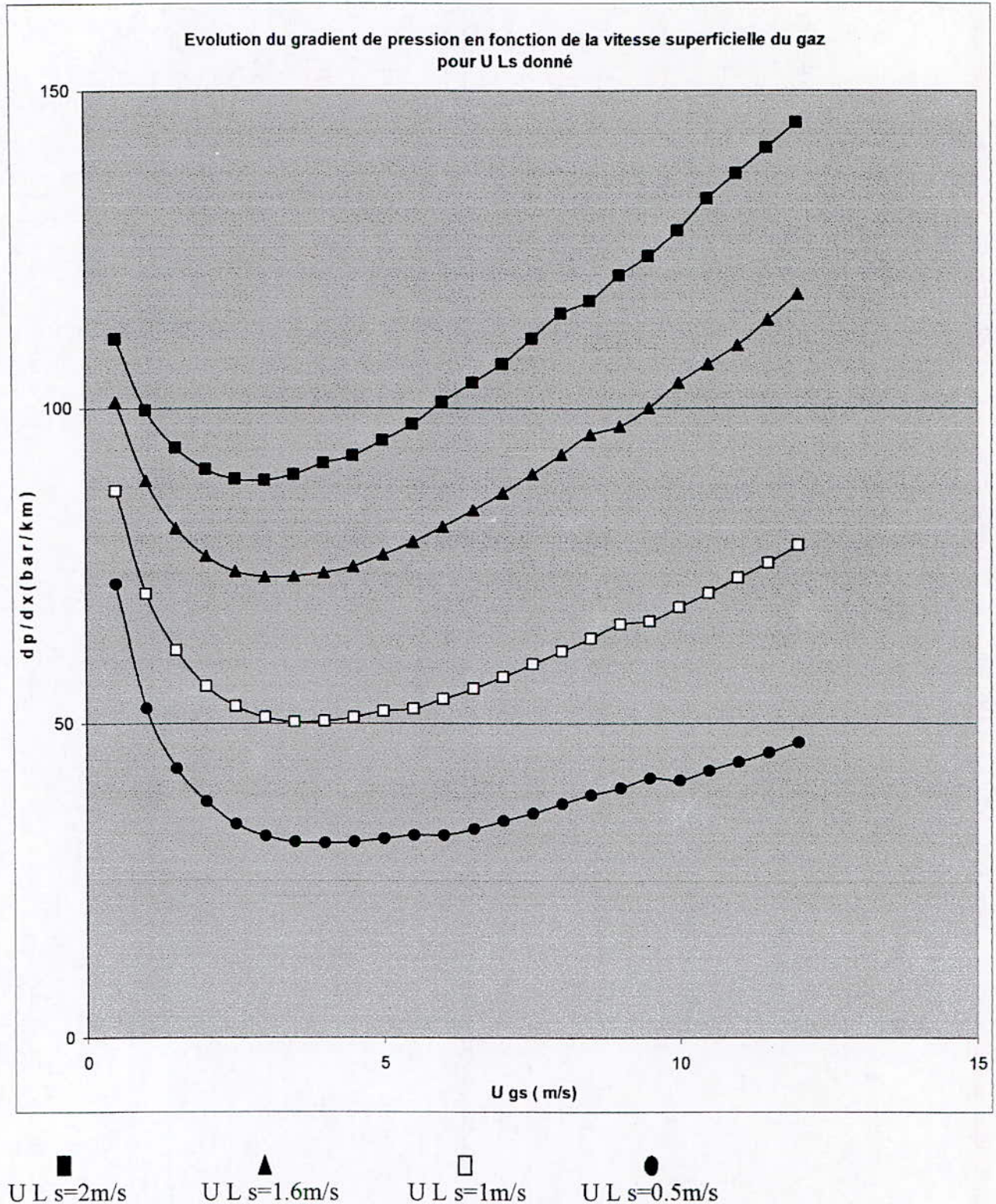
La constante de VON KARMAN (χ)=0.4

La constante de LEVITCH (C)=1.41

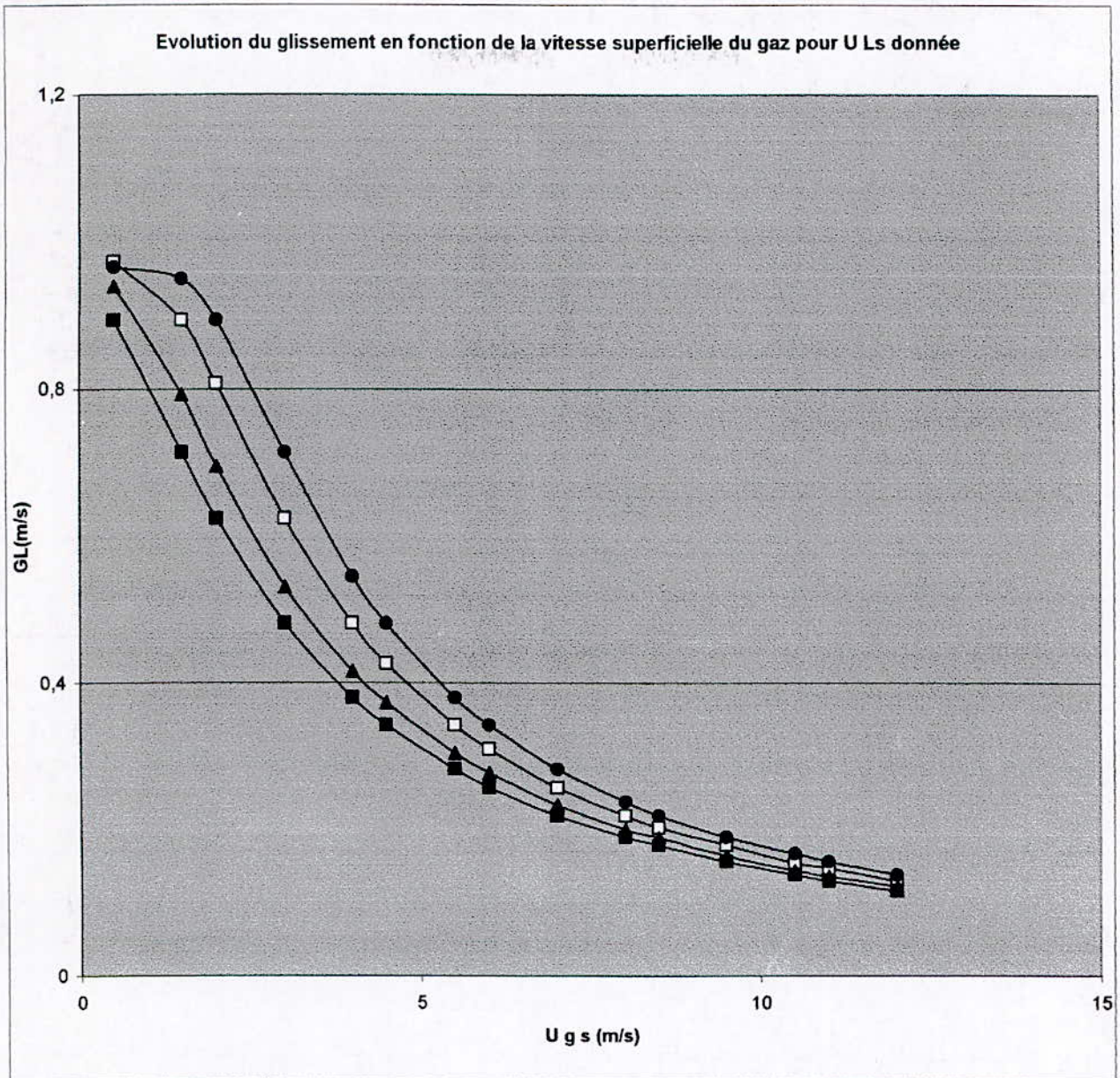
Taux de liquide dans la poche (Rlp)=0

Taux de gaz dans le film (Rgf)=0

3. a. Représentation des résultats :

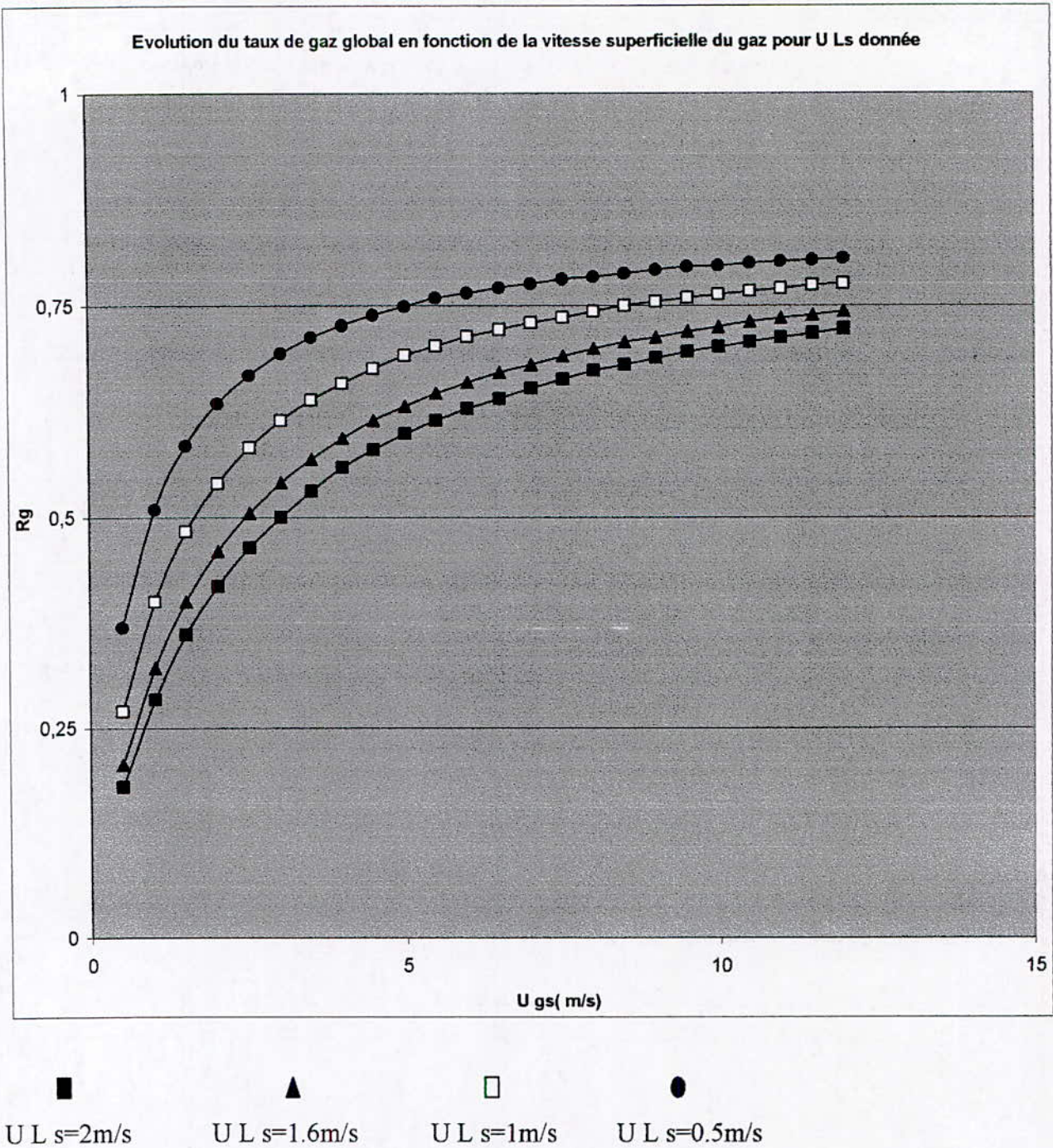


FigVII.1. Evolution du gradient de pression en fonction de la vitesse superficielle du gaz pour U_L s donnée

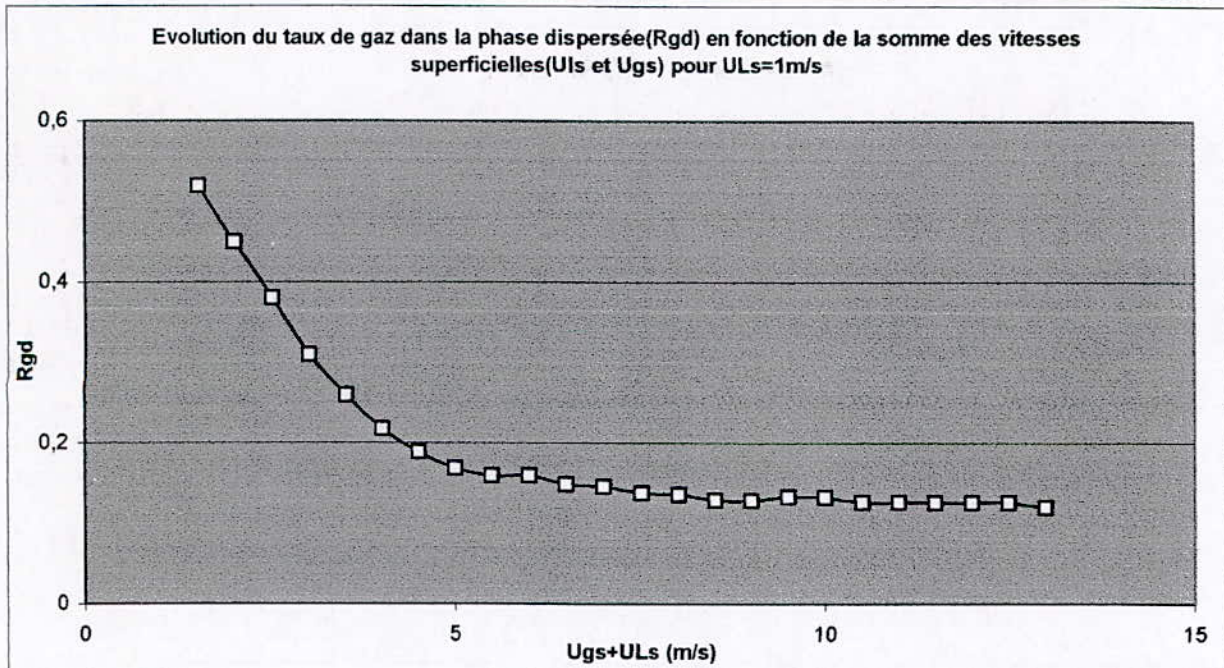


$U_L = 2$ m/s
 $U_L = 1.6$ m/s
 $U_L = 1$ m/s
 $U_L = 0.5$ m/s

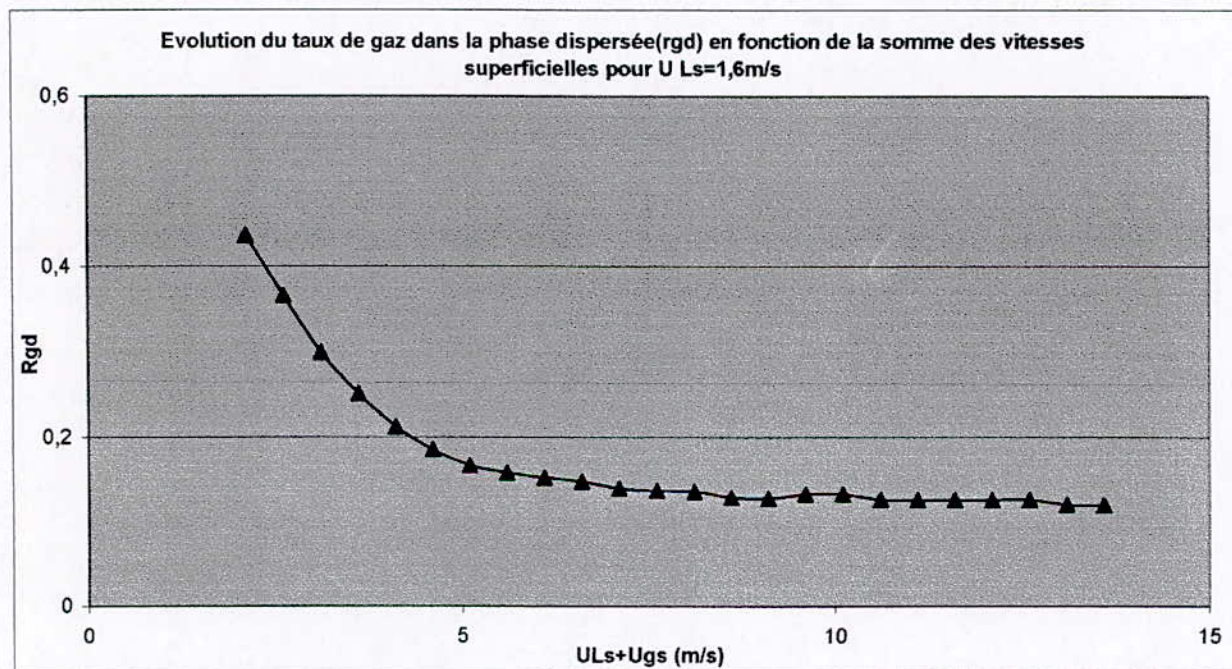
Fig VII.2. Evolution du glissement en fonction de la vitesse superficielle du gaz pour U Ls donnée



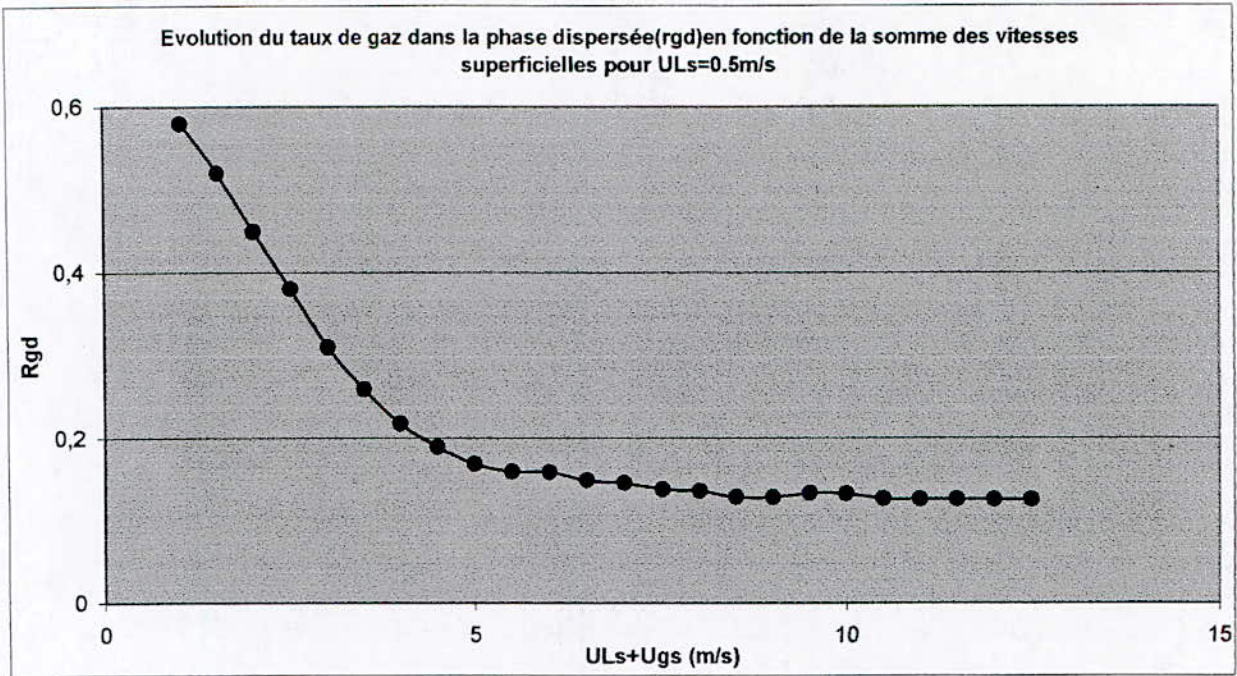
FigVII.3. Evolution du taux de gaz global en fonction de la vitesse superficielle du gaz pour ULs donnée



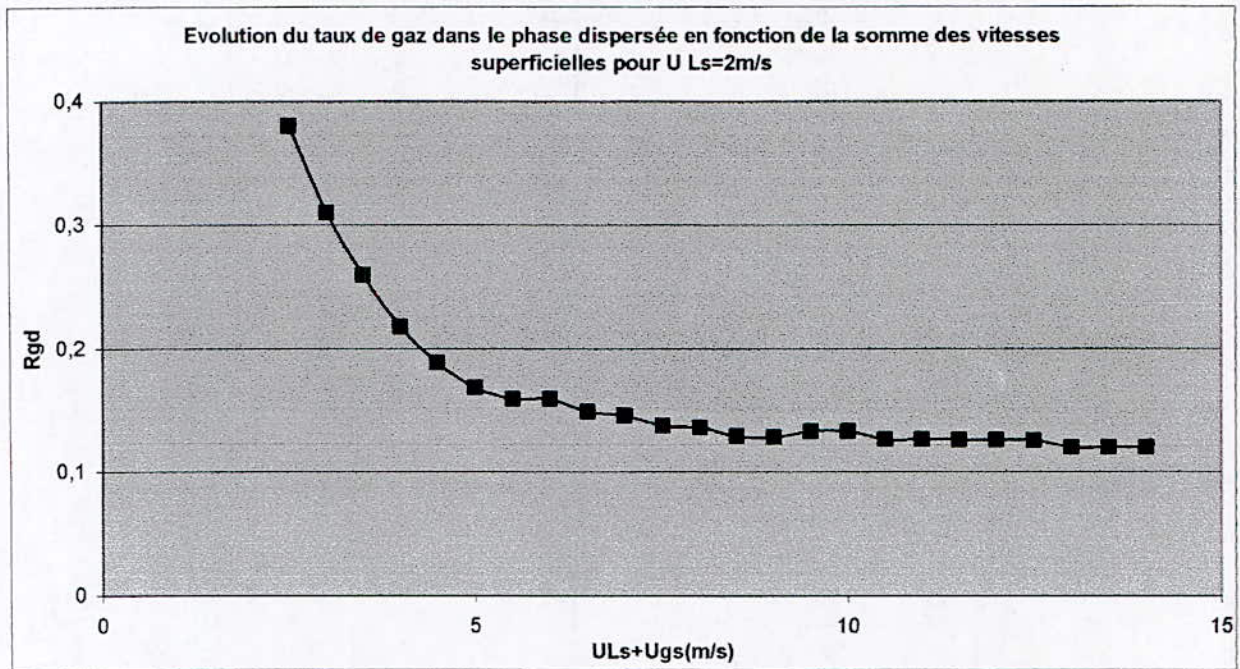
FigVII.4.Evolution du taux de gaz dans la phase dispersée en fonction de la somme des vitesses superficielles pour ULs=1m/s



FigVII.5.Evolution du taux de gaz dans la phase dispersée en fonction de la somme des vitesses superficielles pour ULs=1.6m/s



FigVII.6. Evolution du taux de gaz dans la phase dispersée en fonction de la somme des vitesses superficielles pour $ULs=0.5m/s$



FigVII.7. Evolution du taux de gaz dans la phase dispersée en fonction de la somme des vitesses superficielles pour $ULs=2m/s$

3. b. Discussion du modèle établi :

Fig. (VII.1). Graphe représentant l'évolution du gradient de pression en fonction de la vitesse superficielle du gaz : $dp/dx=f(U_{gs})$:

Les courbes représentant l'évolution du gradient de pression en fonction de la vitesse superficielle du gaz pour différentes vitesses superficielles du liquide ont permis de retenir les points suivants :

- Toutes les courbes ont les mêmes tendances pour des valeurs croissantes pour la vitesse superficielle du gaz.
- Toutes les courbes passent par un minimum global qui est proche d'une vitesse superficielle du gaz de 3m/s.
- Le minimum des courbes se situe presque autour d'une même valeur de la vitesse superficielle du gaz.
- On remarque que les grandes valeurs du gradient de pression sont obtenues pour les grandes vitesses superficielles du liquide.
- Plus la vitesse du liquide diminue, la courbe tend vers une horizontale.

Fig. (VII.3). Graphe représentant l'évolution du taux de gaz global en fonction de la vitesse superficielle du gaz : $R_g=f(U_{gs})$:

On remarque l'augmentation du taux de gaz global au fur et à mesure que la vitesse superficielle du gaz augmente.

- Plus la vitesse superficielle du gaz augmente, plus la courbe tend vers une horizontale.
- A vitesse de liquide croissante, toutes les courbes donnent presque la même allure sans sensibilité remarquable à la vitesse superficielle du liquide, donc on peut déduire que le contenu de gaz global n'est pas fortement influencé par la vitesse superficielle du liquide.
- Le minimum du taux de gaz global est observé pour la vitesse superficielle du liquide la plus faible.
- Vis-à-vis de la vitesse superficielle du gaz le contenu gaz global tend vers un minimum proche de (0), celui-ci (minimum) devient de plus en plus important au fur et à mesure que la vitesse superficielle du liquide diminue
- Du point de vue débit de gaz initial nécessaire au fonctionnement du système est plus important pour des vitesses superficielles du liquide faibles, c'est-à-dire vers une situation stagnante.

Fig. (VII.4, VII.5, VII.6, VII.7) Graphe représentant l'évolution du taux de gaz dans la phase dispersée en fonction de la somme des vitesses superficielles : $R_{gd}=f(U_l+U_{gs})$:

On a fait des tracés en fonction de la somme des vitesses superficielles pour stimuler l'écoulement uniforme dans la phase séparé.

- On constate que le taux de gaz dans le bouchon diminue au fur et à mesure que la somme des vitesses superficielles augmente.
- Pour des sommes de vitesses importantes, la courbe tend vers une horizontale.
- Les différentes courbes pour des vitesses de liquide différentes ont la même allure.

- On constate que pour des sommes de vitesses importantes, que le taux de gaz de la phase dispersée diminue fortement aux petites valeurs, ce qui peut être expliqué par un phénomène d'arrachage qui diminue pour des vitesses de gaz importantes
- Pour les grandes valeurs de la somme des vitesses, la tendance de la courbe devient presque horizontale pour une valeur du taux de gaz de la phase dispersée qui oscille autour de 12%.

Fig. (VII.2). Graphe représentant l'évolution du glissement en fonction de la vitesse superficielle du gaz $GL=f(U_{gs})$:

- On constate que le glissement diminue en fonction de la vitesse superficielle du gaz.
- Du fait que le glissement dans notre cas est pris comme étant une différence de vitesses, c'est logique qu'il diminue pour les vitesses de gaz importantes.
- Pour des vitesses de gaz faibles, le glissement tend vers une valeur de 1m/s.
- On peut dire que les courbes ont presque la même allure, donc on peut déduire que le glissement n'est pas fortement influencé par la vitesse du liquide mais plutôt par la vitesse de gaz.
- Le glissement n'affiche aucune sensibilité apparente vis-à-vis de la vitesse du liquide.

4. Étude comparative entre le Modèle cellulaire évolutif et le modèle cellulaire établi :

Dans les deux versions du modèle cellulaire, on trouve le modèle établi et le modèle évolutif.

L'intérêt du modèle évolutif est d'accéder au profil de la poche, son inconvénient est la nécessité d'une loi de dimension de la cellule.

La différence entre les deux modèles est que le modèle évolutif prend en compte aussi l'évolution de l'écoulement du film liquide autour de la poche avec une longueur de poche donnée le modèle d'arrachage qui supporte l'approche de l'écoulement du liquide autour de la poche.

5. Application numérique du modèle évolutif :

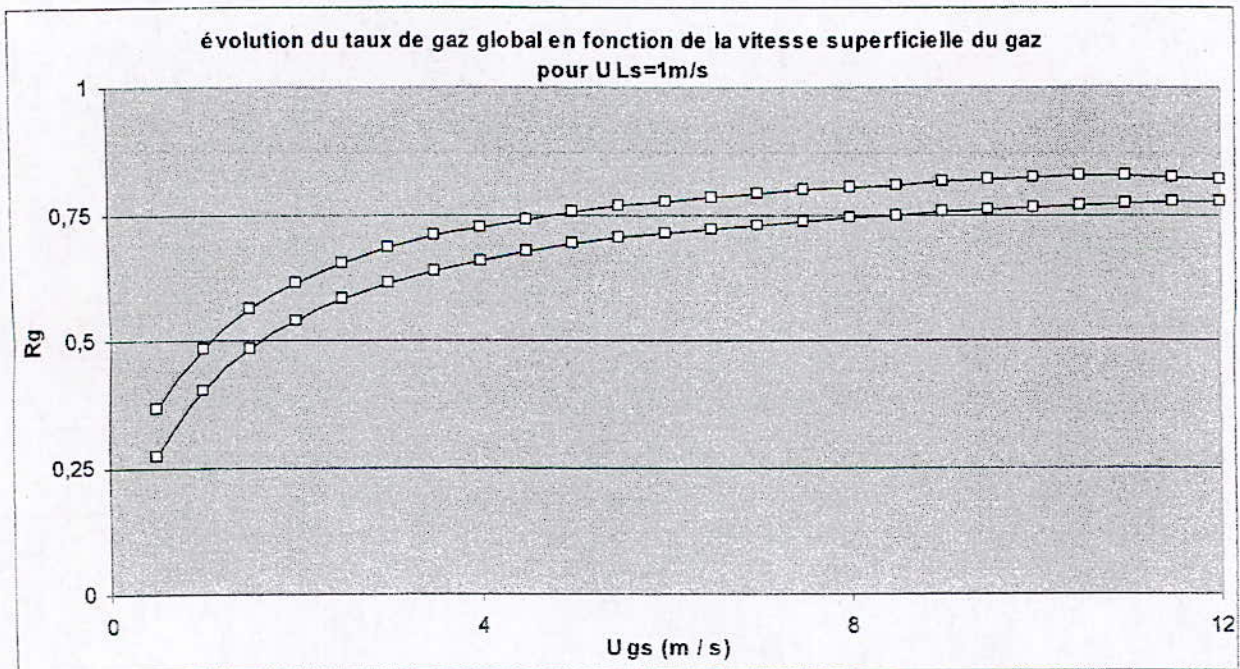
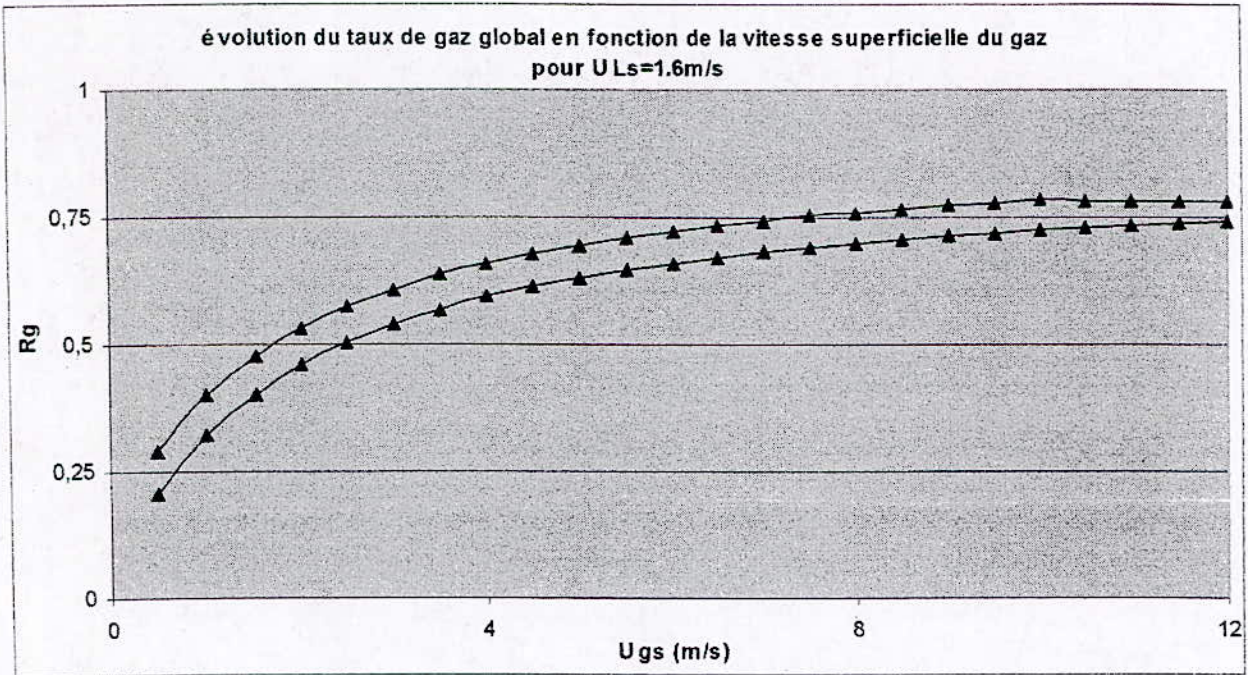
De plus des caractéristiques de la conduite et des deux fluides, le modèle évolutif nécessite une longueur de poche et un pas donné pour parcourir cette poche.

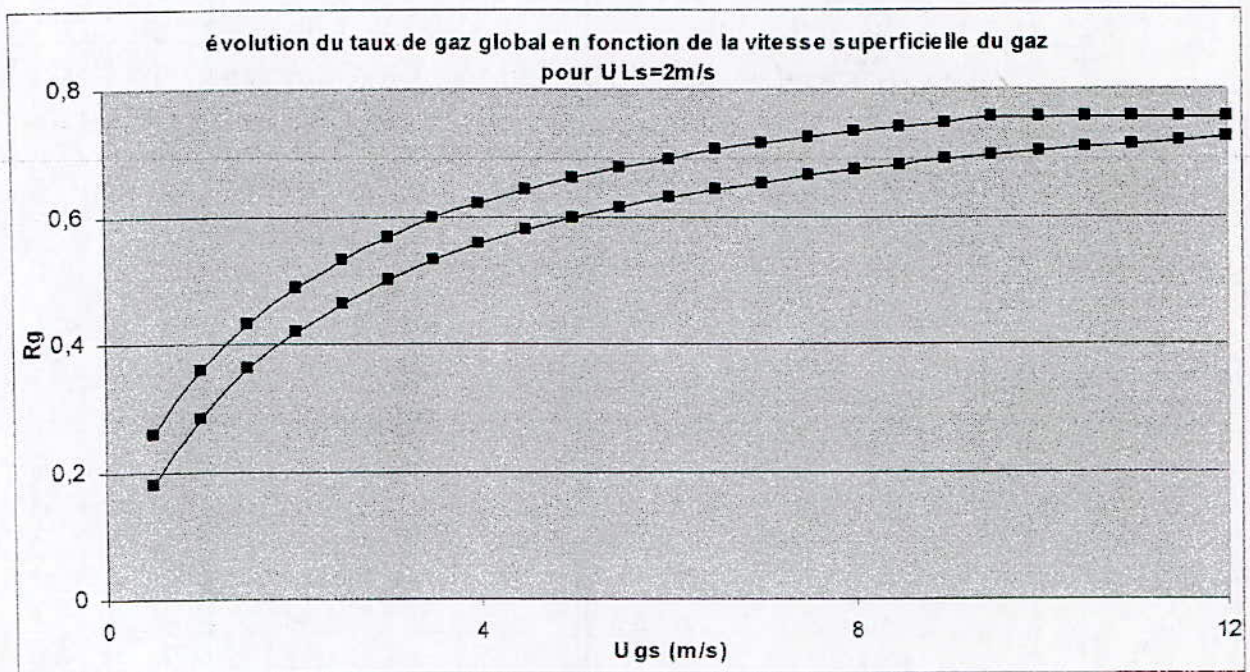
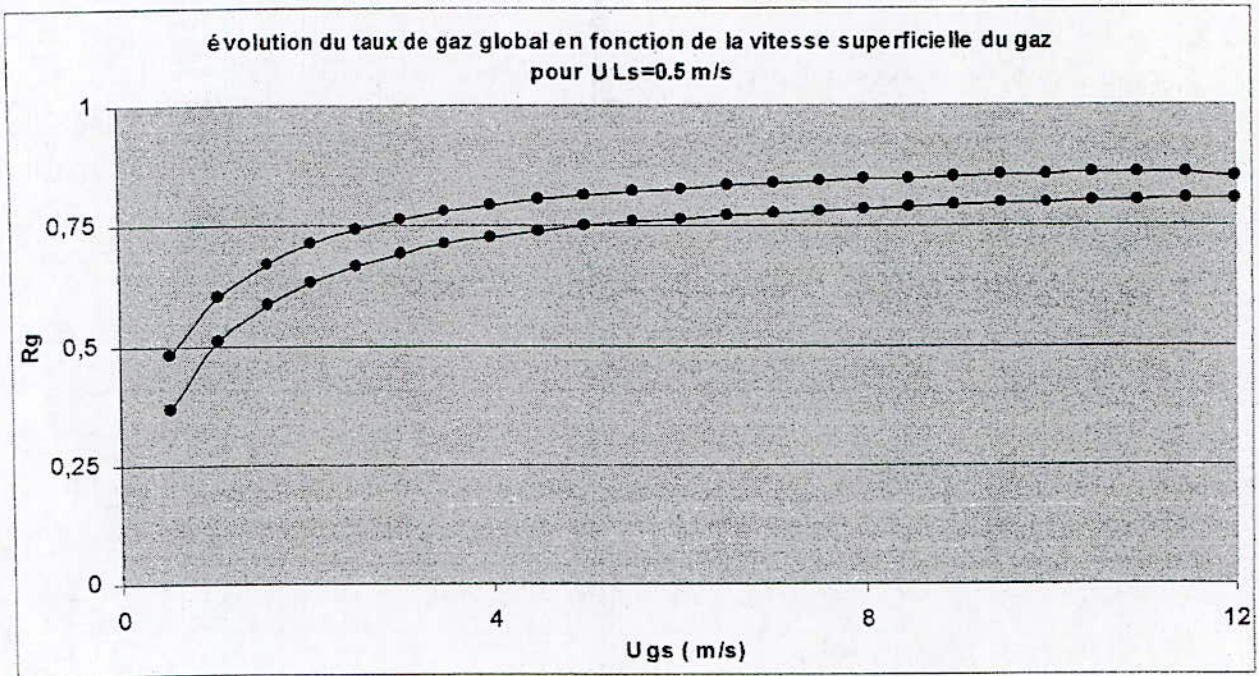
Dans notre cas :

$$L_p = 0.1 \text{ m}$$

$$\Delta = 0.01 \text{ m}$$

5. a. Représentation des résultats de comparaison :





5. b. Discussion du modèle évolutif :

D'après les résultats obtenues, l'influence du modèle évolutif sur les résultats en supposant des longueurs de poches est négligeable, ce qui confirme que la validité des expressions empiriques de la vitesses de poches utilisées pour le calcul du modèle établi, tout ceci est confirmé par le biais d'une comparaison d'une caractéristique importantes de l'écoulement diphasique qui est le taux de gaz global prédit à partir des deux modèles.

Conclusion générale

Conclusion générale :

Dans notre thèse, on a abordé plusieurs formulations allant du modèle homogène qui considère les deux phases comme étant une seule avec des caractéristiques du mélange, qui ne sont ni celles du liquide ni celles de l'air, en passant par la modèle séparé où les deux phases sont considérées séparément en terminant par un modèle cellulaire poche-bouchon où la vitesse de poche est la paramètre essentiel qui peut être prédit soit par des lois empiriques de conditions d'expérimentation très variées ou calculé moyennant une approche d'un écoulement du liquide autour de la poche, cette approche a été validée par le modèle d'arrachage ; celui-ci était proposé la première fois par TAITEL.

Nous nous sommes proposé dans le présent travail à tout ce qui concerne l'écoulement diphasique en allant des domaines d'intérêts vers les techniques expérimentales de l'écoulement et les paramètres qui sont susceptibles d'être mesurés.

La deuxième partie de cette thèse a été consacré pour la formulation de l'approche théorique par des équations de conservation de la masse, quantité de mouvement, énergie, qui sont en fait des équations très complexes qui contiennent une variété d'inconnues et qui doivent être résolus pour des conditions données, et d'essayer par la suite d'établir un modèle cellulaire par ces deux versions établi et évolutif et avec lequel on a obtenu des résultats prometteurs et qui ont permis ensuite de faire une comparaison très importante entre les résultats des deux versions du modèle cellulaire qui nous ont permis de conclure que les formules empiriques donnant la vitesse de poches peuvent représenter la réalité.

Il est à noter aussi que l'établissement de cette thèse a nécessité beaucoup de travail et de recherches, le parcours du travail et la diversité et la multitude d'informations concernant le domaine des écoulements diphasiques nous a obligé à voir beaucoup de choses qui peut être n'apparaissent pas dans le contenu de la thèse mais sans lesquelles on pouvait pas arrivé au but désiré.

A titre d'exemple notre travail a nécessité du point de vue modélisation de voir plusieurs approches et résolution numériques qui parfois apparaissent comme étant des modélisation purement numériques de plus la résolution d'un modèle homogène et d'un modèle séparé a été faite jusqu'à l'établissement des résultats donnant l'évolution des caractéristiques importantes de l'écoulement telle que le facteur énergétique qui est le gradient de pression pour lequel des résultats ont été établis pour un modèle homogène en fonction de l'inclinaison de la conduite donc de l'effet de gravité, mais faute de quelques erreurs, ces résultats n'apparaissent pas dans notre thèse.

En fait, il serait bon de poursuivre ce travail par des études concernant la distribution des longueurs de poches par des propositions de lois de distribution compatible avec le développement autour de la poche et justifiant dans une certaine mesure les lois empiriques déjà proposées sur la vitesse de poches, de plus une étude statistique des différents enregistrements des configurations peut être envisagé en matières expérimentales.

On peut dire donc que le modèle cellulaire nous fournit un outil appréciable pour la validation de certaines lois empiriques sur les différentes caractéristiques de l'écoulement telle que la vitesse de poche, l'épaisseur du film, le cisaillement, ... etc.

BIBLIOGRAPHIE

- [1]Bensid.K, Laoui.K'' Résolution d'un écoulement autour d'une poche d'air dans une conduite verticale en mouvement ascendant '' ; Thèse d'ingénieur d'état à l'école nationale polytechnique (E.N.P), département hydraulique, Promotion 2000.
- [2]Bonin.J, Fitremann.J.M'' Configurations d'écoulement gaz-liquide'', revue la houille blanche, numéro 5, 1978.
- [3]Boumahrat.M, Gourdin. A''méthodes numériques appliquées'', Edition opu 1993.
- [4]Boutekdjiret.H.A.R, Haboussi.M'' Une approche mathématique et numérique pour l'étude des écoulements diphasiques dans les conduites'' ; Thèse d'ingénieur d'état à l'école nationale polytechnique (E.N.P), département génie mécanique, Promotion juillet 1992.
- [5]Collignon .S ''étude expérimentales des principaux paramètres des dispositifs de pompage à l'air lift'' communication à l'I.M.R.H, Tlemcen, Algérie, 1986.
- [6]Comolet .R'' Le mouvement d'une bulle de gaz dans un liquide '' , revue la houille blanche, numéro 1, année 1979.
- [7]Chesters. A.K, Hofman .G''Bubble coalescence in pure liquides'', Laboratoire de l'aéro-et hydrodynamique.Université de technologie Delft, Pays bas, 1982.
- [8]Delhay.J.M ''écoulement diphasique'' ; Cours à l'école des arts et manufactures 1991.
- [9]Dukler.A.E''Introductory ideas''INP Toulouse 1989.
- [10]Ferschneider.G''écoulements gaz-liquide a poches et bouchons dans les conduites de section circulaire, Thèse de docteur-ingénieur, institut nationale polytechnique de Toulouse, 1982.
- [11]Grolmes. M.A, Lambert.G.A, Fauske.A.K''Flooding in vertical tubes''
- [12]Ishii.M''Thermo-fluid dynamic theory of two phase flow '' , edition eyrolles 1975.
- [13]Kerboussa.A, Belmiliani.Z '' étude numérique d'un écoulement diphasique par la méthode des différences finies'' ; Thèse d'ingénieur d'état à l'école nationale polytechnique (E.N.P) département hydraulique, Promotion 2000.
- [14]Liné.A, Masbernat.L''écoulements intermittents de gaz et de liquide en conduite verticale ; Thèse de docteur-ingénieur, institut nationale polytechnique de Toulouse, 1983.
- [15]Sahbane.K ''Contribution à l'étude des écoulements diphasiques gaz-liquide en conduite horizontale'' ; Thèse de magister à l'université des sciences et de la technologie HOUARI BOUMEDIENE, institut de physique.

[16] Taibi.N et S, "Pratique du fortran 77, cours et exercices résolus", édition BERTI, 1992.

[17] Wallis.G.B, "One dimensional two phase flow", edition McGraw-hill 1969.

[18] Zapke.A, Kröger "countercurrent gas-liquid flow in inclined and vertical ducts, Part I: flow patterns, pressure drop characteristics and flooding", international journal of multiphase flow, numéro 26, 2000.