

République Algérienne Démocratique et populaire
Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique
Université Mouloud Mammeri de Tizi-Ouzou.



Faculté du Génie de la Construction
Département De Génie Mécanique.



Mémoire de fin d'études

En vue de l'obtention du diplôme de Master Académique en Génie Mécanique
Option : *Énergétique*

Thème

**Identification des cartes d'écoulements
diphoniques dans des conduites horizontales et
inclinées**

Proposé et dirigé par :

Mr. M. Ferrouk

Réalisé par :

Mr. Ait Saadi Amazigh

Mr. Ben Moussa Lyes

Promotion 2020-2021



Remerciements

*Nous remercions Dieu le tout
puissant
de nous avoir donné la santé et
la
volonté d'entamer et de
terminer ce
mémoire.*

*Nous tenons aussi à remercier
notre
encadreur pour son aide et sa
contribution*

Mr FERROUK MOHAMED

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail :

❖ *A mes chers parents pour leur soutien et leur encouragement à qui je souhaite une longue vie.*

❖ *mes frères et ma sœur*

❖ *A tous mes amis(es)*

❖ *A mon cher binôme Lyes.*

AMAZIGH

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail :

❖ *A mes chers parents pour leur soutien et leur encouragement à qui je souhaite une longue vie.*

❖ *A Mon frère Salah et ma sœur Malika*

❖ *A mon cher binôme Amazigh.*

Et a tous mes amis(es).

LYES

NOMENCLATURE

Symbole	Description	Unité
A	La section de la conduite	m²
A_f	Section de la conduite occupée par le liquide	m²
A_g	Section de la conduite occupée par le gaz	m²
C_{f 2φ}	Frottement spécifique	-
D	Diamètre de la conduite	m
D_e	Diamètre hydraulique	m
E	Facteur utilisé dans l'équation (3.22)	-
F	Facteur utilisé dans l'équation (3.22)	-
f_{fO}	Facteur de frottement monophasique du liquide	-
f_{gO}	Facteur de frottement monophasique du gaz	-
f_{TP}	Facteur de	-
f_{KO}	Facteur de frottement monophasique de la phase k	-
Fr_H	Facteur utilisé dans l'équation (3.22)	-
G	Vitesse massique	Kg/m²s
g	Gravité	m/s
G	Facteur utilisé dans l'équation (3.22)	-
j_f	Vitesse surfacique de la phase liquide	m/s
j_g	Vitesse surfacique de la phase	m/s

Pr	Nombre de Prandtl	–
k	paramètre	<i>Bar</i>
Q_f	Débit volumique du liquide	<i>Kg/s</i>
Q_g	Débit volumique du gaz	<i>Kg/s</i>
Re_k	Nombre de Reynolds de la phase k	–
Re_f	Nombre de Reynold de la phase du liquide	–
Re_g	Nombre de Reynolds de la phase du gaz	–
S	Facteur de glissement	–
r_2	Multiplicateur d'accélération pour le modèle de glissement	–
T	Paramètre de transition	
v	Volume spécifique	m^3/Kg
v_g	Volume spécifique du gaz	m^3/Kg
v_f	Volume spécifique du liquide	m^3/Kg
v_{fg}	Différence du volume spécifique	m^3/Kg
v	Volume spécifique moyenne du modèle homogène	m^3/Kg
w_k	Débit massique de la phase k	<i>Kg/s</i>
w_f	Débit massique du liquide	<i>Kg/s</i>
w_g	Débit massique du gaz	<i>Kg/s</i>
We_f	Facteur utilisé dans l'équation (3.22)	–
x	paramètre de martenelli	–
dz	Élément élémentaire de la longueur	<i>M</i>

Grec		
α	Fraction de vide	–
β	Titre volumique	–
r_{fw}	Contrainte de cisaillement entre la phase k et la paroi	N/m^2
r_{kn}	Contrainte interraciaie entre la phase ket n	N/m
r_w	Contrainte de cisaillement de la paroi	N/m^2
C_k	Energie interne de la phase k	J/kg
C_f	Energie interne de la phase liquide	J/kg
C_g	Energie interne de la phase gaz	J/kg
θ	L'angle d'inclinaison du tube	<i>Deg</i>
μ	Viscosité dynamique du fluide	Ns/m
$\bar{\mu}$	Viscosité moyenne du modèle homogène	Ns/m^2
μ_f	Viscosité dynamique du liquide	Ns/m
μ_g	Viscosité dynamique du gaz	Ns/m^2
μ_{fg}	Différence de viscosité entre la phase liquide et gazeuse	Ns/m
ρ	Masse volumique	Kg/m^3
ρ	Masse volumique moyenne du modèle homogène	Kg/m^3
ρ_k	Masse volumique de la phase k	Kg/m^3
σ	Tension superficielle	N/m
\emptyset	Facteur multiplicateur	–
Φ	Flux de chaleur surfacique	W/m
Ω	Facteur de correction dans la corrélation de Baroczy	

Résumé

Le présent mémoire porte sur l'identification des cartes d'écoulements diphasiques, Les modèles permettant de prédire et de tracer les cartes de configurations sont passés en revue. Pour notre cas, notre choix est porté sur les modèles de Mandhane, Taitel et Duckler disposée horizontalement. Un programme fortran utilisant le model de Mandhane ainsi que Taitel et Duckler est élaboré. Programme, en plus des cartes de configuration permet de comparer les deux modèles. Les résultats issus de ce programme sont présentés dans ce mémoire.

SOMMAIRE

INTRODUCTION GENERALE

0.1 Introduction générale	2
0.2 Problème posé et objet de l'étude	3

CHAPITRE I. Écoulement diphasique : Généralité et Notions fondamentales

I.1. Introduction	5
I.2. Domaines d'application	5
I.2.1 Système de transport	5
I.2.2 Système de procédés	6
I.2.3. Système d'alimentation	6
I.2.4. Système de transfert de chaleur	7
I.2.5. Phénomènes métrologiques	7
I.3. Classification d'écoulement diphasique	8
I.3.1. Les écoulements diphasiques selon les combinaisons des phases	8
I.3.2. Les écoulements diphasiques selon les structures d'interface	8
I.3.2.1. À phase dispersée	8
I.3.2.2. À phase séparées	9
I.3.2.3: De transition	10
I.3.2.4 Écoulement horizontal à co-courant	10
I.4. Principaux paramètres des écoulements diphasiques	12
I.4.1. Les titres	12
I.4.2. Fraction de vide	13
I.4.3. Le glissement	14

I.4.4. Les vitesses	14
I.5. Cartes de prédiction du régime horizontal	16
I.5.1. Carte de Mandhane et al. (1974)	16
I.5.2. Carte de Taitel et Dukler (1976)	17
I.5.3. Les cartes mécanistes	19
I.6. Conclusion	19

Chapitre II : Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

II.1. Introduction	20
II.2. Cartes de configuration d'écoulement dans les tubes horizontaux	20
II.2.1. Carte de configuration d'écoulement de Mandhane et al	20
II.2.2. Carte de configuration d'écoulement de Taitel et Dukler	23
II.3. Méthodes de calcul des pertes de pression	26
II.2.3.1. Modélisation d'un écoulement diphasique avec transfert de chaleur – Cas d'un évaporateur	26
II.2.3.2. Calcul de la chute de pression	28
II.2.3.3. Le modèle homogène	30
II.2.3.4. Le modèle à phases séparées	32
II.4. Le taux de vide	33
II.5. Corrélation de Lockhart et Martinelli (1949)	33

Chapitre III : représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus :

III .1. Introduction	37
III.2. Carte de mandhane et al	37
III.2.1. Programme élaboré	38
III.2.2. Organigramme	41
III.3. Carte de taitel et de duckler	42
III.3.1. Programme élaboré	43
III.3.2. Organigramme	46
III.3.4. Comparaison entre les cartes de mandhane et de taitel et de duckler	47
III.3.Conclusion générale	62

Liste des figures :

Fig. 1.1 : canalisation de transport de produits[x]	5
Fig. 1.2 : procédé chimique (Haber)	6
Fig. 1.3 : réacteur nucléaire	6
Fig. 1.4 : transfert thermique	7
Fig. 1.5 : formation et mouvement des gouttelettes de pluie	7
Fig. 1.6 : phase dispersée	9
Fig. 1.7 : phase séparée	9
Fig. 1.8 : Transition	10
Fig. 1.9 : modèle d'écoulement horizontal	11
Fig. 1.10 : type d'écoulement dans un canal horizontal	12
Fig. 1.11 : Fraction vide	14
Fig. 1.12 : évaporateur	15
Fig. 1.13 : Carte des différents régimes d'un écoulement diphasique dans une conduite	18
Fig. 1.14 : Carte des différents régimes d'un écoulement diphasique dans une	18
Fig. 1.15 : exemple d'une carte mécaniste	19
Fig. 2.1 : carte de configuration d'écoulement dans un tube horizontale (Mandhane et al.)	21
Fig. 2.2 : flow pattern chart for horizontal flow (taitel et duckler 1976	23
Fig. 2.3 : Tube vaporisateur chauffé uniformément	26
Fig. 2.4 : mélange diphasique	31
Fig. 2.5 : mélange diphasique non homogène	33
Fig. 3.1 : carte de configuration d'écoulement de mandhane et al (1974)	37
Fig. 3.2 : programme fortran de mandhane	40
Fig. 3.3 : carte de configuration d'écoulement dans un tube horizontale Taitel et duckler (1976)	42

Liste des tableaux :

Tableau 2.1 : représentation des frontières de transition pour la carte de Mandhan.....	22
Tableau 3.1 : Valeurs du paramètre de Martinelli (approximation de Chisholm)	35
Tableau 3.2 : comparaison entre mandhane et taitel et duckler	47

Introduction générale

Les écoulements diphasiques sont une discipline transversale. Ils procèdent de la mécanique des fluides à laquelle est liée la thermique ou parfois le transfert de matière. Dans la première situation, on nomme cette discipline la thermo hydraulique (thermal-hydraulics). A l'origine, ces disciplines sont nées et ont été développées notamment pour le génie nucléaire et le génie chimique (nuclear engineering, chemical engineering). Leur développement n'est pas à ce jour aussi avancé que la mécanique des fluides traditionnelle et en particulier, l'utilisation des outils de mécanique des fluides numérique reste très largement encore du domaine de la recherche.

Pour décrire simplement l'état des connaissances, disons que l'on sait décrire, avec une précision suffisante pour les besoins pratiques, les écoulements et les transferts de chaleur en conduite et qu'une bonne partie des mécanismes contrôlant certains écoulements dispersés à bulles ou à gouttelettes sont suffisamment bien connus pour qu'il soit possible d'en déduire des modèles raisonnables. Pour donner une image simplifiée et faire un parallèle avec l'avancement de la mécanique des fluides, disons que les écoulements diphasiques en sont au stade de développement de l'hydraulique au début du siècle dernier.

Les raisons de cette progression très mesurée sont multiples. La très grande diversité des situations rencontrées disperse les efforts de recherche et surtout la caractérisation expérimentale des écoulements est très difficile. La panoplie de l'instrumentation monophasique est, à de très rares exceptions près, inefficace et l'accès aux grandeurs importantes comme la vitesse locale ou la température de chaque phase est très souvent impossible même au prix d'une intrusion importante dans l'écoulement.

La difficulté principale de la modélisation provient de l'existence d'interfaces séparant chaque phase. Pour décrire un écoulement diphasique, il faut donc d'une part modéliser le comportement de chaque phase et d'autre part déterminer le mouvement de chaque interface ce qui est une tâche considérablement compliquée. C'est pourquoi, des modèles moins détaillés, basés sur une approche moyenne dans le temps ou l'espace et souvent les deux, sont le seul recours de l'ingénieur et, ils le resteront probablement longtemps, malgré les progrès rapides des performances des ordinateurs.

La prise de moyenne fait disparaître du modèle moyenné les interfaces et comme lorsque l'on veut décrire les écoulements turbulents avec un modèle statistique, un problème de fermeture assez lourd et très souvent spécifique se pose. Dans le cadre du modèle dit `à deux Fluides où l'on décrit chaque phase par des champs de vitesse et de température différentes, il faut décrire l'intensité du changement de phase ainsi que les échanges de quantité de mouvement et de chaleur à l'interface ce qui est un problème particulier aux écoulements diphasiques.

En raison des difficultés évoquées plus haut, il est très souvent nécessaire de recourir à l'expérience pour caractériser des écoulements diphasiques et mettre à jour les mécanismes qui les contrôlent. Pour les caractériser, il est aussi souvent nécessaire de développer une instrumentation adaptée. C'est à ce prix que s'élaborent les modèles et pour qu'ils soient efficaces, ils doivent s'appuyer de façon équilibrée sur la modélisation, l'instrumentation et les techniques expérimentales

Problème posé et objet de l'étude

Les écoulements monophasiques dans ce type de singularités ont été largement étudiés, que ce soit d'un point de vue théorique, expérimental ou numérique. Ceci n'est pas le cas lorsqu'il s'agit des écoulements diphasiques qui demeurent encore peu étudiés dans ce type de singularités, lorsque l'on sait que ce genre de singularités est la cause d'importantes modifications des caractéristiques de l'écoulement. Ces modifications peuvent conduire à la rupture d'équilibre d'un mélange diphasique en mouvement, donnant lieu à une dissipation d'énergie due au transfert local de la masse et de la chaleur entre les deux fluides et la paroi. Ainsi, en raison de la multitude et de la complexité des régimes d'écoulements diphasiques existant dans les installations industrielles, aucune procédure formelle n'existe à ce jour pour décrire et classifier ces écoulements

La simulation numérique des écoulements diphasiques connaît ces dernières années un essor considérable grâce à l'évolution des moyens informatiques. La simulation numérique ne supplante pas l'expérimentation mais la complète. Elle permet d'effectuer l'analyse du problème dans des conditions réalistes (reproduire des tests que l'on fait en expérimentation pour mieux les comprendre et à moindre coût) ou au contraire dans des conditions d'essais extrêmes/marginales (climats extrêmes, défauts d'installations...).

Dans cette optique, nous avons procédé à l'étude du comportement d'un écoulement diphasique dans une conduite circulaire comportant une singularité, un coude en l'occurrence. Le présent mémoire est articulé comme suit :

Dans le premier chapitre, on rappellera quelques définitions nécessaires à la compréhension des écoulements diphasiques. Après quoi, on présentera une synthèse de quelques travaux concernant les régimes d'écoulement et l'établissement des cartes d'écoulement. Une partie du chapitre est dédiée à l'état de l'art sur les écoulements diphasiques en présence de singularité.

Dans le deuxième chapitre, on s'intéressera à la description des méthodes numériques utilisées dans notre étude, et ce, pour la simulation de l'écoulement gaz/liquide en conduite horizontale avec ou sans singularité.

Le troisième chapitre est dédié à la démarche à suivre pour la simulation numérique d'un écoulement diphasique en présence d'une singularité (simulation sous Fortran), par la suite, les résultats de cette étude ainsi que leurs discussions seront présentés.

La conclusion se veut être un résumé des apports de ce travail et des suggestions pour des compléments qui devraient permettre une meilleure compréhension de certains points qui demeurent peu clairs.

I.1. Introduction

Les écoulements diphasiques sont plus complexes que les écoulements monophasiques à cause, d'une part, de la dynamique des interfaces (déformation, rupture, coalescence) qui varie d'une manière brusque, et d'autre part, de l'évolution de ces interfaces à des échelles très variées qui peuvent aller de quelques microns à quelques mètres de plus l'écoulement diphasique est rencontré dans beaucoup d'applications d'ingénierie. Ce sujet est devenu progressivement important et a besoin d'une meilleure compréhension afin de mener des exploitations sûres et une conception optimale.

Dans ce chapitre, on verra des généralités sur les écoulements diphasiques (principaux paramètres, régimes et cartes d'écoulements)

I.2. Domaines d'application

Les applications les plus importantes et les plus courantes où l'on rencontre les écoulements diphasiques sont mentionnées ci-dessous :

I.2.1. Système de transport :

Le transport par canalisation des mélanges de pétrole et de gaz, des fibres, des boues etc. relatifs à l'industrie pétrochimique [x] nécessite la maîtrise et la modélisation des écoulements diphasiques



Figure 1. 1: canalisation de transport de produits[x]

I.2.2. Système de procédés :

Réactions chimiques, milieu poreux, unités d'extraction et de distillation, système de dessalement, séparation de phase atomiseurs, réacteurs agités, etc.

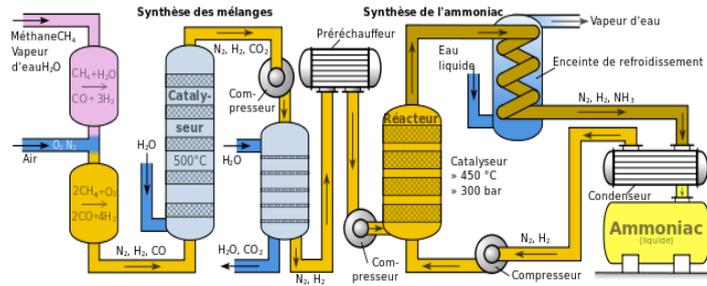


Figure 1. 2:procédé chimique (Haber)

I.2.3. Système d'alimentation :

Réactions nucléaires, chaudières et évaporateurs, moteurs à réaction, moteur de combustion, etc.

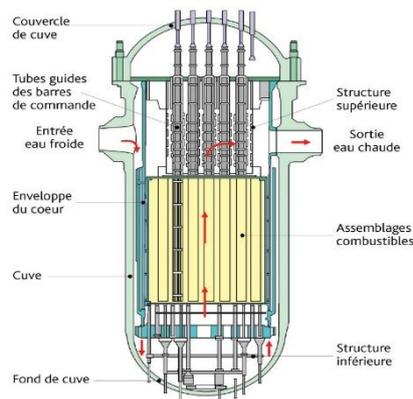


Figure 1. 3:réacteur nucléaire

I.2.4. Système de transfert de chaleur :

Evaporateurs, réfrigérateur, échangeurs de chaleur condensateurs, séchoirs, tours de refroidissement.

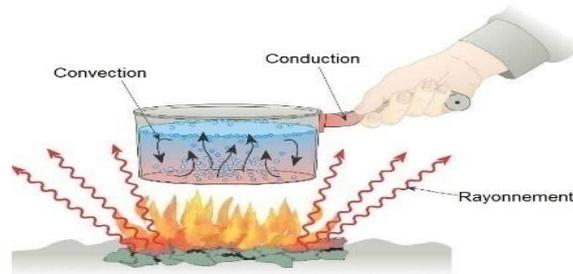


Figure 1. 4: transfert thermique

I.2.5. Phénomènes météorologiques :

Introduction des fleuves, vagues d’océan, formation et mouvement de gouttelettes de pluie, physique des nuages, givrage, etc.

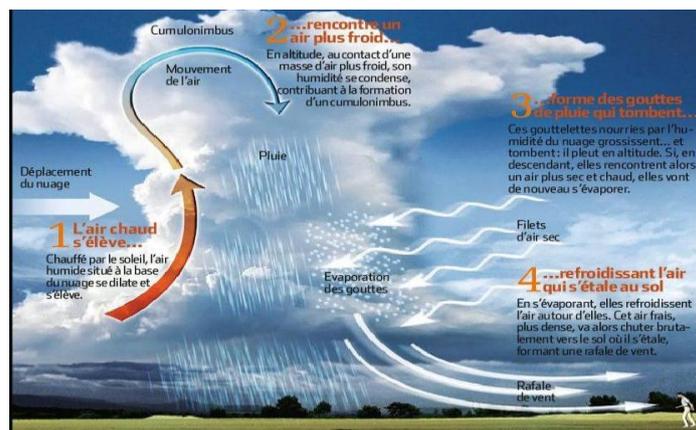


Figure 1. 5: formation et mouvement des gouttelettes de pluie

I.3. Classification d'écoulement diphasique :

Les écoulements diphasiques peuvent être classifiés selon les combinaisons des phases ou selon la distribution spatiale des interfaces :

I.3.1. Les écoulements diphasiques selon les combinaisons des phases :

Pour cette classification, les combinaisons possibles sont énumérées par le mélange de deux liquides non-miscibles (échangeurs de chaleur à contact direct), le mélange solide-liquide (transport de boue), le mélange gaz-solide (transport pneumatique) et le mélange du gaz- liquide (ébullition dans les réacteurs nucléaires).

I.3.2. Les écoulements diphasiques selon les structures d'interface :

Un écoulement diphasique peut être classifié selon la distribution géométrique des phases appelée régime ou configuration d'écoulement. Différents régimes sont identifiés par inspection visuelle ou par analyse spectrale des fluctuations de la fraction volumique ou des pressions instables.

Dans les cartes d'écoulement, des configurations d'écoulement pour différents débits de phase sont présentées. Les débits utilisés dépendent de la hauteur et sont généralement les flux de la quantité de mouvement, le débit volumique, ou le débit massique. Dans une carte d'écoulements, les différentes topologies d'écoulement sont délimitées par des frontières correspondant aux zones de transition d'une configuration à l'autre. Il convient de noter que ces graphiques n'ont aucun caractère universel car donnés sous forme dimensionnelle et généralement pour un couple gaz-liquide donné. Ainsi, les transitions qui résultent d'une instabilité peuvent être affectées par les propriétés physiques des fluides, le diamètre de la conduite, la rugosité de la paroi ou encore les conditions d'entrée. Un résumé des configurations typiques d'écoulement est présenté dans les figures suivantes :

3.2.1. À phase dispersée :

Un ou les deux fluides sont présents sous forme de gouttes, dans toute ou partie de la section de la conduite. On distingue alors deux sous catégories voir (fig.1.6) :

- **Régime pleinement dispersé** : les gouttes sont présentes dans toute la section de la conduite de façon plus au moins homogène
- **Régime dispersé stratifié** : comprenant une zone dispersée plus au moins dense et une ou deux couches continues. Dans certains cas ces régimes dispersés peuvent aussi s'écouler de façon annulaire

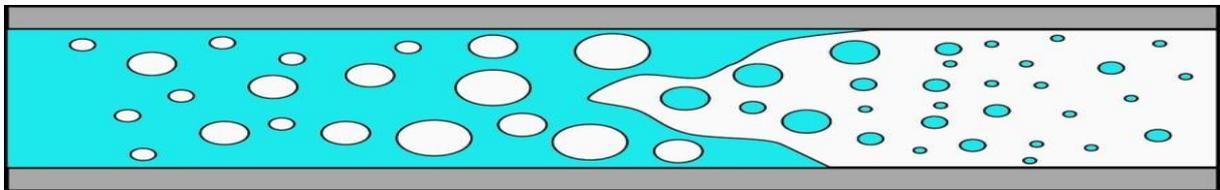
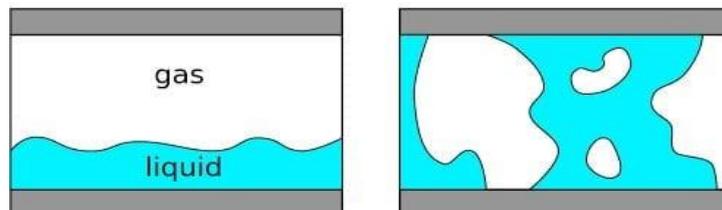


Figure 1. 6:phase dispersée

I.3.2.2.À phase séparées :

Les fluides s'écoulent de façon stratifiée deux couches continues disposées selon leurs densité et séparées par une interface plus au moins perturbée. Un cas particulier est l'écoulement annulaire, composé de deux couches continues s'écoulant concentriquement (fig.1.7) :



b) Separated two-phase flow.

Figure 1. 7:phase séparée

I.3.2.3. De transition :

Les phases s'écoulent sous la forme de grandes poches, ou de bouchon / Ces régimes intermittents apparaissent en général lorsque les différences de masses volumiques des fluides sont faibles (Charles et al, (1961). Arirachakaran et al, (1989)). voir (fig.1.8)

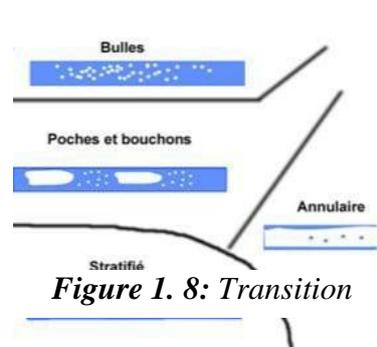


Figure 1. 8: Transition

I.3.2.4. Écoulement horizontal à co-courant :

Les schémas d'écoulement observés dans l'écoulement diphasique à co-courant dans les canaux tubulaires horizontaux et inclinés sont compliqués par l'asymétrie des phases résultant de l'influence de la gravité.

Les schémas d'écoulement généralement acceptés tels qu'ils sont donnés par Alves (1954) sont illustrés schématiquement à la Fig.1.9 et 1.10.

- Écoulement à bulles : ce modèle d'écoulement est similaire à celui d'un écoulement vertical, sauf que les bulles de vapeur ont tendance à se déplacer dans la moitié supérieure du tuyau. À des vitesses modérées des phases vapeur et liquide, toute la section transversale du tuyau contient des bulles tandis qu'à des vitesses encore plus élevées, un modèle d'écoulement équivalent au modèle annulaire vaporeux est entré. Ce modèle est parfois appelé flux de mousse
- Écoulement en bouchon : Ceci est similaire à l'écoulement en bouchon dans le sens vertical. Là encore, les bulles de gaz ont tendance à se déplacer dans la moitié supérieure du tuyau
- Flux stratifié : ce modèle ne se produit qu'à très faible niveau de liquide et de vapeur vitesses. Les deux phases s'écoulent séparément avec une interface relativement fluide

- Écoulement onduleux : à mesure que la vitesse de la vapeur augmente, l'interface est perturbée par les ondes se déplaçant dans le sens de l'écoulement
- Flux de limaces : Une augmentation supplémentaire de la vitesse de la vapeur provoque la captation des ondes à l'interface pour former une limace mousseuse qui se propage le long du canal à grande vitesse. La surface supérieure du tube derrière la vague est mouillée par un film résiduel qui s'écoule dans la majeure partie du liquide
- Flux annulaire : Une vitesse de vapeur encore plus élevée entraînera la formation d'un noyau de gaz avec un film liquide autour de la périphérie du tuyau. Le film peut ne pas être continu sur toute la circonférence mais il sera bien entendu plus épais à la base du tuyau. Alves a également délimité une région de pulvérisation ou de flux de gouttes où la majorité du flux a été entraînée dans le noyau de gaz et dispersée sous forme de gouttelettes.

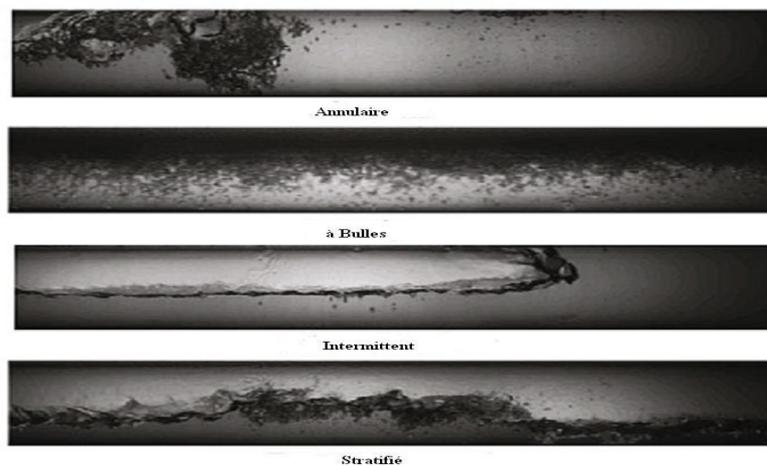


Figure 1. 9:modèle d'écoulement horizontal

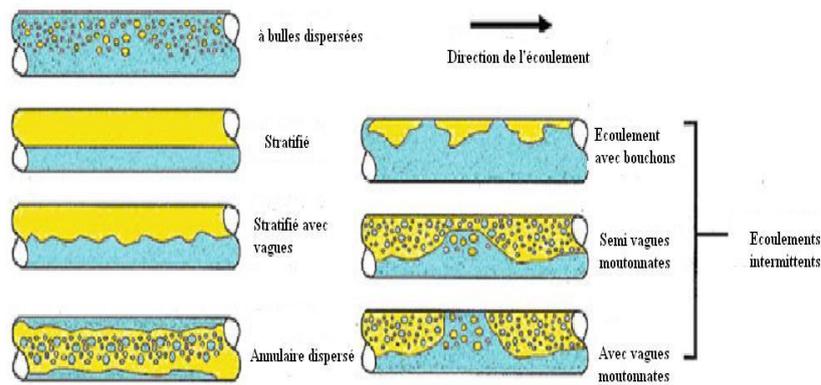


Figure 1. 10: type d'écoulement dans un canal horizontal

I.4.Principaux paramètres des écoulements diphasiques :

Un écoulement diphasique est caractérisé par les vitesses, les débits massiques et volumiques, les fractions massique et volumique des deux phases en présence [Butterworth 1977]. Pour un écoulement liquide-vapeur dans une conduite, ces paramètres sont définis comme suit :

I.4.1. Les titres :

On définit dans ce champ trois titres :

✚ **Titre thermodynamique** : Il est calculé à partir du bilan thermodynamique :

$$x = \frac{i_g - i_f}{i_{fg}} \tag{1.1}$$

Où :

i_g : L'enthalpie à la section droite

i_f : L'enthalpie du liquide saturé

i_{fg} : La chaleur latente de vaporisation

✚ **Titre massique** : Dans le cas de l'équilibre thermodynamique, x' correspond au titre massique (dynamique) x de vapeur défini par

$$x = \frac{w_g}{w_g + w_f} ; (1-x) = \frac{w_f}{w_g + w_f} \quad (1.2)$$

Il diffère du précédent du fait de la répartition non homogène des températures dans une section donnée. Il se détermine expérimentalement, par exemple par des méthodes d'absorption de rayons X, l'absorption étant différente pour l'eau et pour la vapeur.

Où :

w_g : Le débit massique du gaz

w_f : Le débit massique du liquide

✚ **Titre volumique** : On appelle titre volumique ... le rapport du débit volumique de vapeur au débit volumique défini par :

$$\beta = \frac{Q_g}{Q_g + Q_f} ; (1-\beta) = \frac{Q_f}{Q_g + Q_f} \quad (1.3)$$

1.4.2. Fraction de vide :

Dans les écoulements diphasiques, la fraction de vide est l'une des paramètres les plus importants à définir. Elle définit la section occupée par chaque phase. Voir (fig.1.11)

Comme elle détermine les vitesses moyennes du liquide et de vapeur, elle représente un paramètre fondamental dans le calcul de la chute de pression et les comportements hydrodynamiques de l'écoulement. Voir (fig.1.11)

$$\alpha = \frac{A_g}{A} ; (1-\alpha) = \frac{A_f}{A} \quad (1.4)$$

Où :

A_g : La surface occupée par le gaz

A_f : La surface occupée par le liquide

A : La surface totale de la section

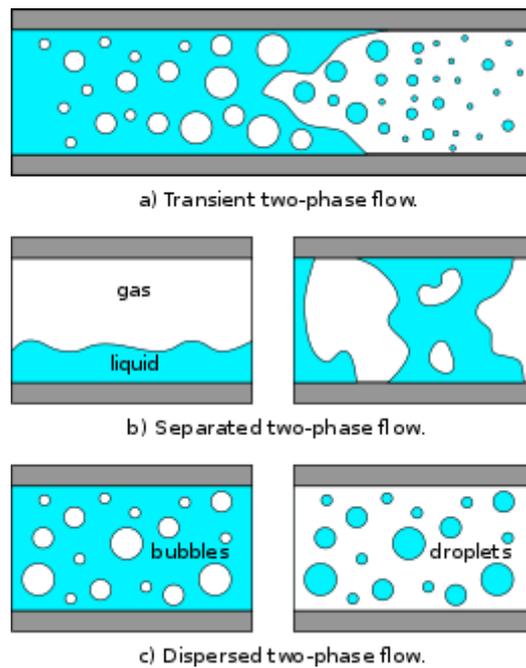


Figure 1. 11: Fraction vide

I.4.3. Le glissement :

C'est le rapport des vitesses moyennes dites aussi débitantes des phases liquide et gaz. Le titre, le taux de vide et le glissement sont liés par la relation suivante :

$$S = \frac{w_g}{w_f} = \left(\frac{x}{1-x} \right) \left(\frac{\rho_f}{\rho_g} \right) \left(\frac{1-\alpha}{\alpha} \right) \quad (1.5)$$

I.4.4. Les vitesses :

Dans l'écoulement diphasique, il y a un certain nombre de vitesse qui peut être défini. En outre, les phases n'auront pas la même vitesse et il y aura une vitesse relative entre elles.

✚ La vitesse réelle :

La vitesse par laquelle les phases évoluent réellement le long de circuit. Elle est déterminée par les débits volumiques de l'air et du liquide s'est divisée par la section occupée par les phases, respectives :

$$\mu_g = \frac{w_g}{\rho_g \cdot A_g} = \frac{Q_g}{A_g} = \frac{G_x}{\rho_g \cdot \alpha} \tag{1.6}$$

$$\mu_f = \frac{w_f}{\rho_f \cdot A_f} = \frac{Q_f}{A_f} = \frac{G \cdot (1-x)}{\rho_f \cdot (1-\alpha)} \tag{1.7}$$

✚ La vitesse surfacique :

Si le débit volumique du liquide traversait la section totale, la vitesse serait ce qu'on appelle vitesse surfacique du liquide, la même définition s'applique au gaz :

$$j = \frac{Q}{A} \tag{1.8}$$

$$j_g = \frac{Q_g}{A} = \mu_g \cdot \alpha = j\beta = \frac{G_x}{\rho_g} \tag{1.9}$$

$$j_f = \frac{Q_f}{A} = \mu_f \cdot (1-\alpha) = \frac{G \cdot (1-x)}{\rho_f} \tag{1.10}$$

✚ La vitesse massique :

C'est le rapport du débit massique total à la section du passage de l'écoulement, voir (fig1.12)

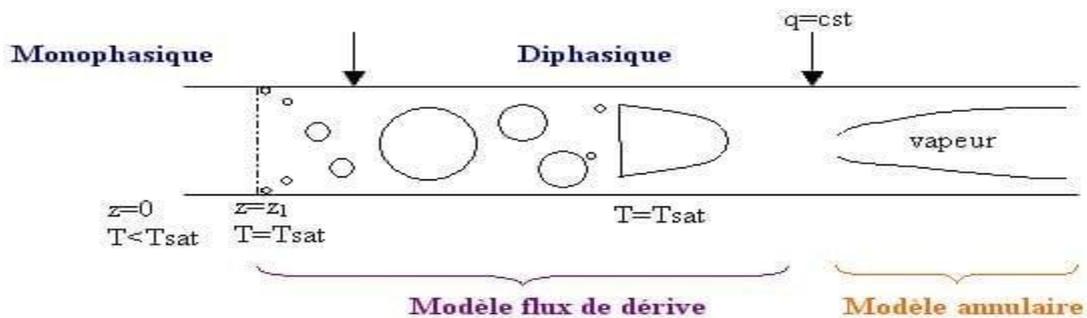


Fig 1 : Evaporateur

Figure 1.12: évaporateur

$$G = \frac{w}{A} = \rho\mu = \frac{\mu}{v} \quad (1.11)$$

I.5. Cartes de prédiction du régime horizontal :

Une carte d'écoulement, comme son nom l'indique, est une représentation graphique bidimensionnelle des domaines d'existence des différents régimes.

La prédiction de la configuration d'écoulement n'est pas facile à donner, la principale raison étant la complexité de l'écoulement diphasique, et plus particulièrement des différents phénomènes rencontrés au niveau des interfaces. Ces derniers sont gouvernés par une multitude de facteurs incluant la gravité, la géométrie, les débits, les propriétés des fluides ainsi que la forme de l'interface. De plus, pour compliquer encore la situation, l'écoulement diphasique est habituellement turbulent.

C'est pourquoi les chercheurs essaient d'éviter les difficultés mathématiques en s'appuyant plutôt sur des corrélations empiriques

Dans le but d'aider à la prédiction des différentes configurations, de même que les transitions entre les divers régimes, il est très utile de disposer d'une carte d'écoulement montrant quel régime aura lieu pour différentes combinaisons des débits phasiques.

Ces cartes sont basées sur des paramètres généraux issus de travaux connus aussi bien théoriques qu'expérimentaux.

Ces cartes sont différentes selon les auteurs. Tout d'abord, il n'existe aucun consensus sur le système de coordonnées qui les définissent, c'est l'expérimentateur qui choisit ces coordonnées parmi les variables de l'écoulement gaz liquide. De plus, les frontières entre les différents régimes n'ont jamais été bien définies et les zones de transitions sont relativement étendues, d'où le caractère subjectif de ces cartes d'écoulement.

I.5.1. Carte de Mandhane et al. (1974) :

Mandhane et al. (1974) ont collecté quelques 6000 observations de configurations d'écoulement diphasique en conduite horizontale. Après examen de cette considérable banque de données, 1178 observations ont été retenues pour produire ce qui est convenu de considérer comme la carte la plus appropriée pour décrire l'écoulement diphasique en conduite horizontale. En effet, l'usage répandu de cette carte vient du fait qu'elle couvre de très larges gammes de valeurs des paramètres de l'écoulement.

Cette carte utilise comme système de coordonnées les vitesses superficielles du liquide et du gaz en coordonnées logarithmiques pour définir les zones d'existence de différents régimes d'écoulement (voir ; fig1.13)

I.5.2. Carte de Taitel et Dukler (1976) :

Taitel et Dukler (1976) ont développé un modèle physique simple dans le but de prédire les transitions entre régimes d'écoulement diphasique en conduite horizontale et légèrement inclinée. Leur étude constitue la première tentative d'établissement de carte d'écoulements sans recourir de façon exclusive aux observations expérimentales.

Se basant sur des concepts physiques simples, Taitel et Dukler (1976) ont établi des critères qui traitent du comportement de l'écoulement à la frontière entre deux régimes. Ce modèle Validé par les résultats expérimentaux tient compte aussi bien des propriétés des fluides que des dimensions de la conduite et de son inclinaison.

Taitel et Dukler (1976) recensent les régimes d'écoulement suivant : stratifié lisse "stratified smooth (SS), stratifié ondulé „stratified wavy"" (SW), intermittent (I), bulles dispersées "dispersed bubble (DB), et annulaire „annular"" (A). Le régime intermittent inclut aussi bien l'écoulement à bouchons que l'écoulement à poches. La figure suivante (Figure I.3) montre la carte obtenue par Taitel et Dukler (1976) ,voir (fig1.14)

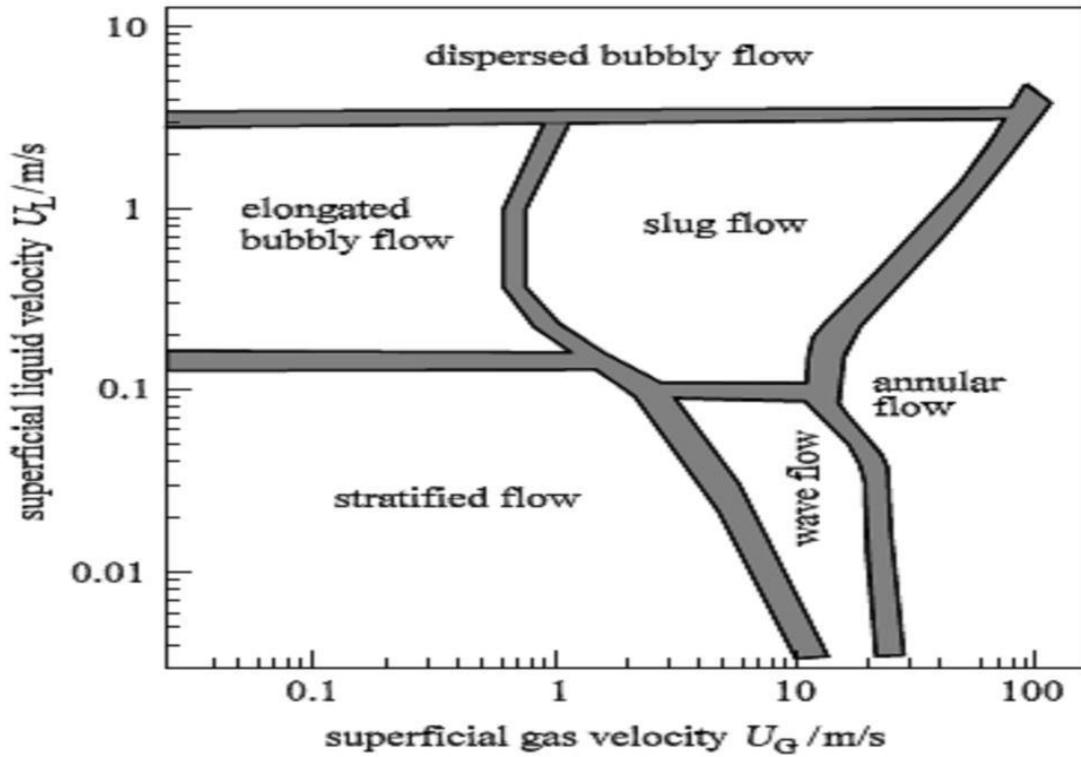


Figure 1.13: Carte des différents régimes d'un écoulement diphasique dans une conduite

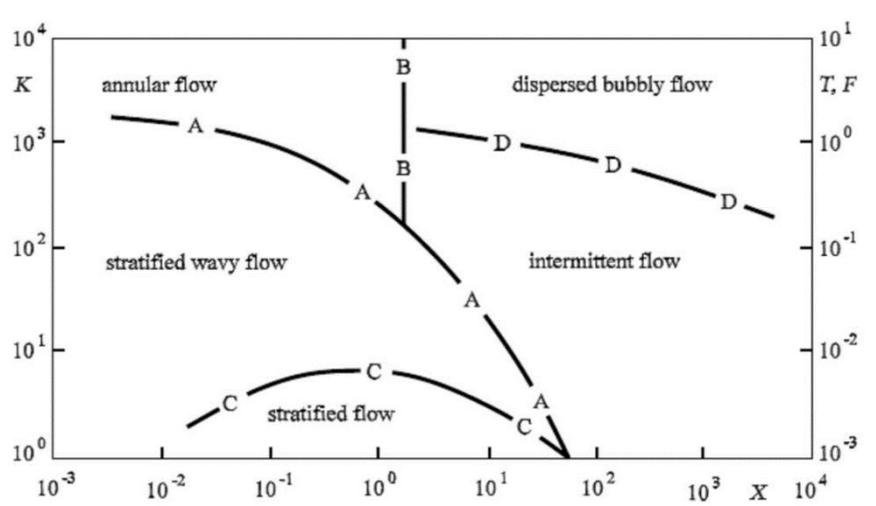


Figure 1.14: Carte des différents régimes d'un écoulement diphasique dans une

I.5.3. Les cartes mécanistes :

Les cartes mécanistes sont par contre développées en analysant les mécanismes physiques de transition modélisés à travers les équations fondamentales (Fig. I.4). Les corrélations empiriques sont toujours utilisées dans les modèles mécanistes pour la fermeture du modèle.

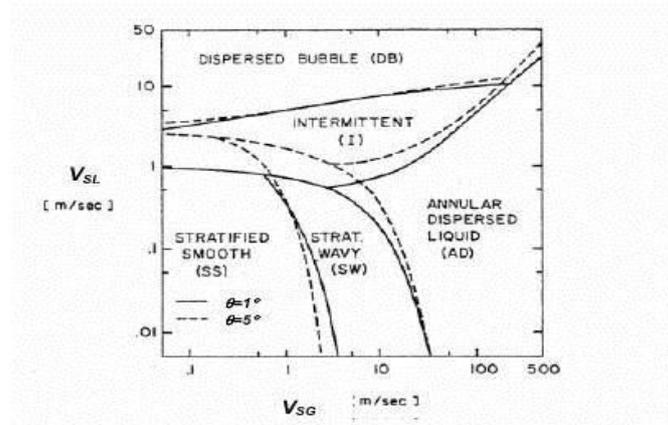


Figure 1. 15: exemple d'une carte mécaniste.

I.6. Conclusion :

Dans ce chapitre, plusieurs cartes d'écoulement sont passées en revue. Pour notre étude, on s'intéresse à l'étude d'un écoulement horizontal.

Chapitre 2

**Cartes de configuration d'écoulement et
méthodes de calcul de pertes de pression**

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

II.1.Introduction

Une carte de configuration d'écoulement est une représentation graphique bidimensionnelle des domaines d'existence des différents régimes. La première carte a été proposée par Baker (1954) pour un écoulement horizontal. Ces cartes sont différentes selon les auteurs. A ce jour, il n'existe pas un consensus sur le système de coordonnées qui les définissent, c'est l'expérimentateur qui choisit ces coordonnées parmi les variables de l'écoulement gaz liquide. De plus, les frontières entre les différents régimes n'ont jamais été bien définies et les zones de transitions sont relativement étendues, d'où le caractère subjectif de ces cartes d'écoulement.

Les frontières séparant les différents régimes sont généralement représentées à partir des relations analytiques adimensionnelles ou dimensionnelles, faisant intervenir les débits et les propriétés de chaque phase ainsi que les caractéristiques de l'installation expérimentale. Vu le nombre important des cartes d'écoulement, l'ingénieur ou le technicien est confronté à un problème de choix voire même dans certains cas l'identification du régime d'écoulement n'est pas aisée car les cartes font intervenir lors des calculs un schéma itératif.

Donc l'emploi de l'ordinateur est indispensable. D'où l'intérêt de notre étude. Des programmes informatiques rédigés en langage fortran ont été mis au point pour introduire les cartes d'écoulement décrites dans ce chapitre.

II.2. Cartes de configuration d'écoulement dans les tubes horizontaux :

I.2.1. Carte de configuration d'écoulement de Mandhane et al

Dans l'intérêt de la simplicité, Mandhane et al. (1974) ont proposé une carte de configuration d'écoulement basée sur des données air-eau. La carte de configuration proposée est montrée dans la figure 2.1.

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

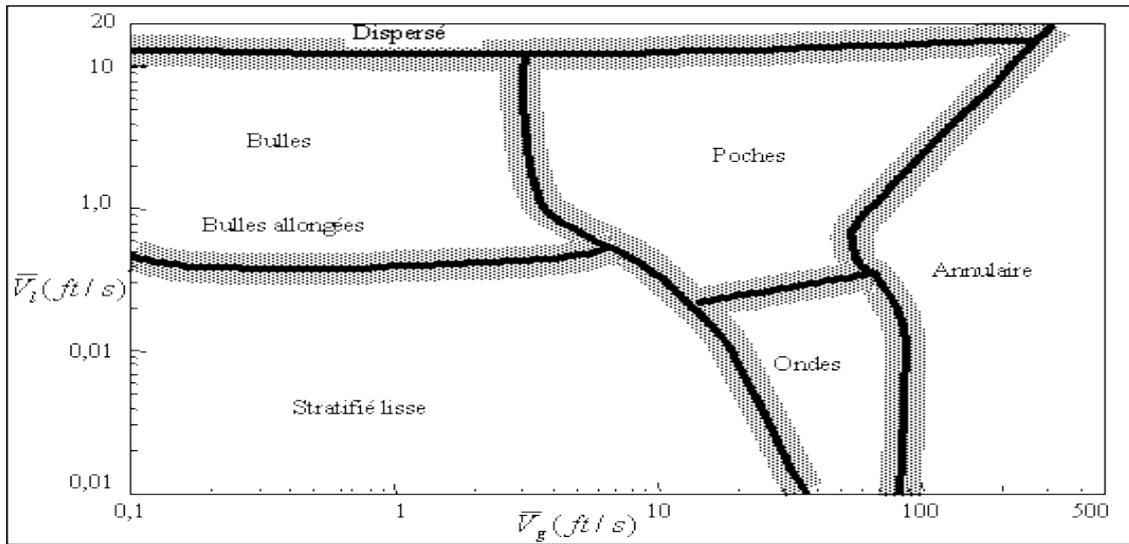


Figure 2. 1: carte de configuration d'écoulement dans un tube horizontale (Mandhane et al.)

Il convient de noter que les transitions entre les régimes d'écoulement adjacents ne se produisent pas soudainement, mais sur une plage de débits. Ainsi, dans cette figure, les transitions entre les régimes d'écoulement sont présentées comme de larges bandes au lieu de lignes. Les limites des transitions indiquées sont déterminées sur la base des données logarithmiques des vitesses superficielle de liquide et de gaz respectivement j_L et j_G correspondant à un nombre de 1178 observations pour un écoulement diphasique eau-air. L'avantage de cette approche est que l'effet du diamètre du tube a été suffisamment pris en compte en utilisant les vitesses superficielles, j_L et j_G , comme axes de coordonnées.

Les coordonnées des frontières de transition représentées sur la figure 1 sont données dans le tableau ci-dessous :

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

Transition d'écoulement	Vitesse superficielle de gaz j_g (ft/s)	Vitesse superficielle de liquide j_L (ft/s)	Facteur de correction des propriétés physiques multiplié par l'équation de transition
Stratifié vers à bulle	0.1	0.5	1.0 / Y
	5.0	0.5	
Stratifié à vague vers à poche	7.5	0.3	Y
	40.0	0.3	
A bulle et à poche vers à bulle dispersé	0.1	14.0	Y
	230.0	14.0	
Stratifié et à bulle vers stratifié à vague et à poche	35.0	0.01	X
	14.0	0.1	
	10.5	0.2	
	2.5	1.15	
	2.5	4.8	
A vague et à poche vers annulaire	3.25	14.0	X
	70.0	0.01	
	60.0	0.1	
	38.0	0.3	
	40.0	0.56	
	50.0	1.0	
	100.0	2.5	
230.0	14.0		
A bulle dispersé vers annulaire	230.0	14.0	X
	269.0	30.0	

Tableau 2.1: représentation des frontières de transition pour la carte de Mandhan

Les paramètres de propriétés physiques utilisés sont exprimés en fonction de la viscosité dynamique, la densité des deux fluides et la tension superficielle comme suit :

$$X' = \left(\frac{\rho_g}{0.0808} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_f}{62.4} \frac{72.4}{\sigma} \right)^{0.25} \left(\frac{\mu_g}{0.018} \right)^{0.2} \quad (2.1)$$

$$Y' = \left(\frac{\mu_f}{1.0} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_f}{62.4} \frac{72.4}{\sigma} \right)^{0.25} \quad (2.2)$$

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

II.2.2. Carte de configuration d'écoulement de Taitel et Dukler :

Parmi les nombreuses cartes d'écoulement proposées dans la littérature, les plus citées sont celles de Baker et de Taitel & Dukler (Thome, 2003). Carey (1992) pense que c'est la carte proposée par Taitel et Dukler qui a été le plus méticuleusement conçue sur une base théorique. Bien que cette carte soit la plus difficile à utiliser par rapport aux autres. Elle a l'avantage de tenir compte des différents paramètres physiques influençant sur les transitions entre écoulements.

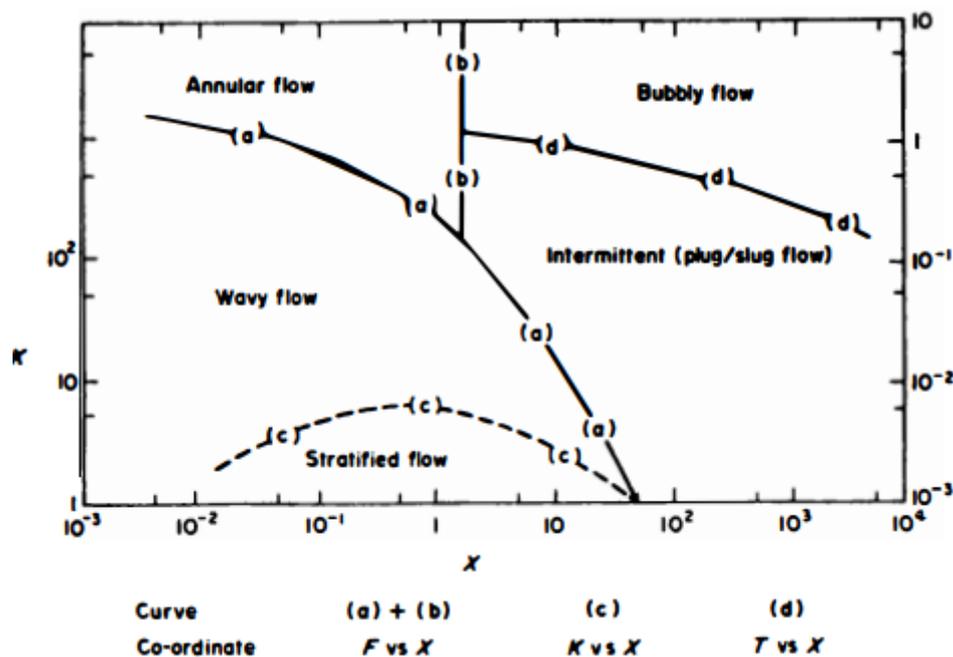


Figure 2. 2: flow pattern chart for horizontal flow (taitel et duckler 1976)

L'abscisse de la carte d'écoulement de Taitel et Dukler (figure 2.2) est le paramètre de Martinelli donné par :

$$X = \left[\frac{\left(\frac{dp}{dz} \right)_L}{\left(\frac{dp}{dz} \right)_v} \right]^{0.5} \tag{2.3}$$

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

$\left(\frac{dp}{dz}\right)_l$ et $\left(\frac{dp}{dz}\right)_v$ sont les gradients de pertes de pression par frottement, respectivement du liquide et de la vapeur, s'écoulant seuls dans les conduites. Ils s'expriment comme suit :

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_L = -\frac{f_L \cdot G^2 (1-x^*)^2}{2\rho_L D} \quad (2.4)$$

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_v = -\frac{f_v \cdot G^2 x^{*2}}{2\rho_v D} \quad (2.5)$$

Les nombres de Reynolds de la phase liquide et de la phase vapeur sont définis comme suit :

$$Re_L = \frac{G_L D}{\mu_L} \quad (2.6)$$

$$Re_G = \frac{G_G D}{\mu_G} \quad (2.7)$$

Pour $Re < 2000$, le facteur de frottement en régime laminaire est :

$$f_k = 16/Re_k \quad (2.8)$$

En régime turbulent, le facteur de frottement est donné par la formule de Blasius :

$$f_k = 0.079/Re_k^{\frac{1}{4}} \quad (2.9)$$

Dans le cas où l'écoulement du liquide et de la vapeur sont turbulent, et en utilisant l'expression de Blasius pour les coefficients de frottement, le paramètre de Martinelli s'écrit :

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x^*}{x^*}\right)^{0.875} \left(\frac{\rho_v}{\rho_L}\right)^{0.5} \left(\frac{\mu_v}{\mu_L}\right)^{0.125} \quad (2.10)$$

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

La valeur du paramètre de Martinelli fixe l'abscisse, quel que soit le régime d'écoulement. Par contre, le second nombre adimensionnel, utilisé pour déterminer le type d'écoulement, varie en fonction de la transition considérée. Pour la transition entre l'écoulement stratifié et l'écoulement à vagues, le paramètre **K** est utilisé comme ordonnée :

où θ est l'angle d'inclinaison entre la conduite et l'horizontale. Dans notre cas $\theta = 0$

$j_v = Gx^*/\rho_v$ et $j_l = G(1 - x^*)/\rho_l$ sont les densités de débit volumique. Elles sont numériquement égales à la vitesse que chaque phase aurait si elle s'écoulait seule avec son débit massique dans la conduite

La transition entre l'écoulement à vagues et l'écoulement annulaire-dispersé d'une part, et entre l'écoulement à vagues et l'écoulement à bouchons de liquide d'autre part, dépend du nombre **F** :

$$F = \left[\frac{\rho_v j_v^2}{(\rho_L - \rho_v) D \cdot g \cdot \cos(\theta)} \right]^{0.5} \quad (2.12)$$

La transition entre l'écoulement à bouchons de liquide et l'écoulement à bulles et l'écoulement annulaire dépend du paramètre **T** :

$$T = \left[\frac{-\left(\frac{dp}{dz}\right)_L}{(\rho_L - \rho_v) g \cdot \cos(\theta)} \right]^{0.5} \quad (2.13)$$

Finalement la transition entre l'écoulement à bouchons de liquide et l'écoulement annulaire ou entre l'écoulement à bulles et l'écoulement annulaire a lieu à $X = 1.6$

Il faut noter qu'il n'y a pas de transition proposée entre l'écoulement annulaire et l'écoulement dispersé.

II.3. Méthodes de calcul des pertes de pression :

**II.2.3.1. Modélisation d'un écoulement diphasique avec transfert de chaleur –
Cas d'un évaporateur :**

Soit un écoulement diphasique liquide-vapeur à travers une conduite verticale de section circulaire chauffée uniformément suivant l'axe z (figure 2.3) :

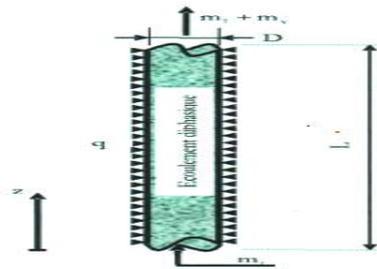


Figure 2. 3:Tube vaporisateur chauffé uniformément

Dans ce cas, les équations monodimensionnelles de conservation de la masse, de la quantité de mouvement et de l'énergie d'un écoulement diphasique s'écrivent :

$$\frac{\partial}{\partial t} ((1 - \alpha)\rho_L + \alpha\rho_v) + \frac{\partial}{\partial z} ((1 - \alpha)\rho_L\mu_L + \alpha\rho_v\mu_v) = 0 \quad (2.14)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} ((1 - \alpha)\rho_L\mu_L + \alpha\rho_v\mu_v) + \frac{\partial}{\partial z} ((1 - \alpha)\rho_L\mu_L^2 + \alpha\rho_v\mu_v^2) + ((1 - \alpha)\rho_L + \alpha\rho_v)g + \frac{\partial p}{\partial z} = -\frac{4\tau_p}{D} \quad (2.15)$$

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

$$\frac{\partial}{\partial t} \left((1-\alpha) \rho_L \left(U_L + \frac{1}{2} \mu_L^2 \right) + \alpha \rho_v \left(U_v + \frac{1}{2} \mu_v^2 \right) \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left((1-\alpha) \rho_L \left(H_L + \frac{1}{2} \mu_L^2 \right) \mu_L + \alpha \rho_v \left(H_v + \frac{1}{2} \mu_v^2 \right) \mu_v \right) + [(1-\alpha) \rho_L \mu_L + \alpha \rho_v \mu_v] g = -\frac{4q}{D} \quad (2.16)$$

- ρ_l et ρ_v sont respectivement la masse volumique de la phase liquide et de la phase vapeur,
- μ_l et μ_v sont respectivement la vitesse débitante de la phase liquide et de la phase vapeur,
- U_l et U_v sont respectivement l'énergie interne de la phase liquide et de la phase vapeur,
- H_l et H_v sont respectivement l'enthalpie de la phase liquide et de la phase vapeur,
- α est le taux de vide,
- τ_p est la contrainte de frottement à la paroi,
- P est la pression,
- q est la densité de flux de chaleur appliquée,
- g est l'accélération gravitationnelle.

Sachant que :

$$\alpha \rho_v U_v = \frac{A_v \rho_v \mu_v}{A} = \frac{m_v}{A} = \frac{\dot{m}_v}{\dot{m}_t} \frac{\dot{m}_t}{A} = xG \quad (2.17)$$

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

Il découle de la relation (2-4), pour chaque phase :

$$\begin{cases} \alpha \rho_v \mu_v^2 = \frac{x^2 G^2}{\alpha \rho_v} \\ (1-\alpha) \rho_v \mu_L^2 = \frac{(1-x)^2 G^2}{(1-\alpha) \rho_L} \end{cases} \quad (2.18)$$

Et

$$\begin{cases} \alpha \rho_v \mu_v^3 = \frac{x^3 G^3}{\alpha^2 \rho_v^2} \\ (1-\alpha) \rho_v \mu_L^3 = \frac{(1-x)^3 G^3}{(1-\alpha)^2 \rho_L^2} \end{cases} \quad (2.19)$$

En remplaçant (2.14) en (2.15) et (2.16) dans (2.17), il vient :

$$\frac{\partial}{\partial t} ((1-\alpha) \rho_L \mu_L + \alpha \rho_v \mu_v) + \frac{\dot{m}_t}{A} \frac{d}{dz} \left[\frac{x^2}{\alpha \rho_v} + \frac{(1-x)^2}{(1-\alpha) \rho_v} \right] + ((1-\alpha) \rho_L + \alpha \rho_v) g + \frac{\partial p}{\partial z} = -\frac{4\tau_p}{D} \quad (2.20)$$

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t} \left((1-\alpha) \rho_L \left(U_L + \frac{1}{2} \mu_L^2 \right) + \alpha \rho_v \left(U_v + \frac{1}{2} \mu_v^2 \right) \right) + \frac{d}{dz} [G H_L + L_v G x] + \\ & \frac{G^3}{2 \rho_L^2} \frac{d}{dz} \left[\frac{X^3 \rho_L^2}{\alpha^3 \rho_v^3} + \frac{(1-x)^3}{(1-\alpha)^2} \right] + G g = -\frac{4q}{D} \end{aligned} \quad (2.21)$$

II.2.3.2. Calcul de la chute de pression :

La prédiction de la perte de pression est une part importante dans la conception des systèmes diphasiques. Cependant, la précision de la prédiction des pertes de pression n'est généralement

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

pas très satisfaisante, la déviation moyenne est d'environ 30% même en utilisant les corrélations les plus sophistiquées. Cette incertitude doit être prise en compte dans la conception. La perte de pression totale dans un écoulement diphasique est due à la variation des énergies cinétique (perte de pression par accélération) et potentielle (perte de pression par gravité) et aux frottements contre la paroi du tube.

Il existe deux modèles de base pour le calcul de la perte de pression d'un écoulement diphasique, le modèle homogène et le modèle à phases séparées. Avec le modèle homogène, l'écoulement diphasique est considéré comme un pseudo-fluide monophasique incompressible dont les propriétés (vitesse, température, masse volumique et viscosité) sont moyennées entre les propriétés des phases liquide et vapeur.

En revanche, le modèle à phases séparées, considère les deux phases artificiellement séparées et s'écoulant à différentes vitesses, chacune dans sa « conduite », tout en restant en équilibre thermique l'une envers l'autre.

En régime permanent, l'équation (2.2) se réduit à :

$$\frac{\dot{m}_t^2}{A^2} \frac{d}{dz} \left[\frac{X^2}{\alpha \rho_v} + \frac{(1-X)^2}{(1-\alpha)\rho_v} \right] + ((1-\alpha)\rho_l + \alpha\rho_v)g + \frac{\partial p}{\partial z} = -\frac{4\tau_p}{D} \quad (2.22)$$

Après réarrangement, l'équation précédente devient :

$$-\frac{\partial p}{\partial z} = \frac{\dot{m}_t^2}{A^2} \frac{d}{dz} \left[\frac{X^2}{\alpha \rho_v} + \frac{(1-X)^2}{(1-\alpha)\rho_v} \right] + ((1-\alpha)\rho_l + \alpha\rho_v)g + \frac{4\tau_p}{D} \quad (2.23)$$

Le gradient de pression total est la somme des gradients de pression par frottement, par accélération et par gravité :

$$\left(\frac{dp}{dz} \right)_t = \left(\frac{dp}{dz} \right)_a + \left(\frac{dp}{dz} \right)_g + \left(\frac{dp}{dz} \right)_f \quad (2.24)$$

Avec :

$$\left(\frac{dp}{dz} \right)_a = \frac{\dot{m}_t^2}{A^2} \frac{d}{dz} \left[\frac{X^2}{\alpha \rho_v} + \frac{(1-X)^2}{(1-\alpha)\rho_v} \right] \quad (2.25)$$

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_f = \frac{4\tau_p}{D} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_{fl} \varphi_1^2 = \left(\frac{C_{flo} \dot{m}_t^2}{\rho_l^2 D A^2}\right) \varphi_1^2 \quad (2.26)$$

Ou C_{flo} et φ_1^2 sont respectivement le coefficient de frottement de l'écoulement en phase liquide seul et le multiplicateur diphasique. Ce dernier représente le rapport du gradient de pression par frottement diphasique au gradient de pression par frottement en considérant l'écoulement en phase liquide seule.

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_g = ((1-\alpha)\rho_L + \alpha\rho_v)g \quad (2.27)$$

La chute de pression ΔP est calculée par intégration de l'équation (3.11) sur la longueur L de la conduite, ainsi :

$$\begin{aligned} \Delta P &= \int_0^L \left(\frac{dp}{dz}\right)_a dz + \int_0^L \left(\frac{dp}{dz}\right)_f dz + \int_0^L \left(\frac{dp}{dz}\right)_g dz = \frac{2C_{fl} \dot{m}_t^2}{\rho_l^2 D A^2} \int_0^L \varphi_1^2 dz + \\ &\frac{\dot{m}_t^2}{\rho_l A^2} \left[\frac{X^2}{\alpha} \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right) + \frac{(1-X)^2}{(1-\alpha)} - 1 \right] + g \int_0^L ((1-\alpha)\rho_l + \alpha\rho_v) dz \end{aligned} \quad (2.28)$$

Le calcul du ΔP nécessite la connaissance du taux de vide α et du multiplicateur diphasique φ_1^2 ; on a recours soit au modèle homogène soit au modèle à deux phases.

II.2.3.3. Le modèle homogène :

Dans ce modèle l'écoulement diphasique est considéré comme l'écoulement d'un fluide monophasique fictif ayant une vitesse unique et des propriétés physiques équivalentes à celles du fluide diphasique figure 2.4.

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

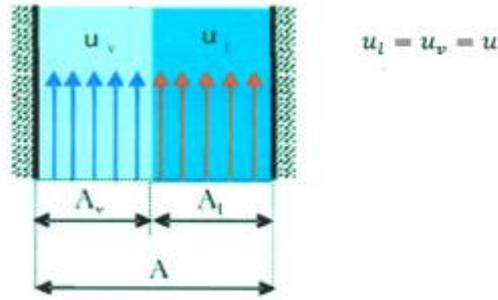


Figure 2. 4: mélange diphasique

On a :

$$u_l = u_v \leftrightarrow \frac{\dot{m}_l}{\rho_l A_l} = \frac{\dot{m}_v}{\rho_v A_v} \leftrightarrow \frac{\dot{m}_v}{\dot{m}_l} = \frac{\rho_v A_v}{\rho_l A_l} \quad (2.29)$$

En faisant apparaître le titre massique x et le taux de vide α dans l'équation (2.29), on obtient :

$$\alpha = \frac{x\rho_L}{x\rho_L + (1-x)\rho_v} \quad (2.30)$$

Le gradient de pression par accélération est alors donné par l'expression :

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_\alpha = G^2 \frac{d}{dz} \left(\frac{1}{\rho_m} \right) \quad (2.31)$$

Où ρ_m est la masse volumique du mélange diphasique. Dans le cas du modèle homogène celle-ci est donnée par la relation suivante :

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{x}{\rho_v} + \frac{1-x}{\rho_L} \quad (2.32)$$

Le gradient de pression par gravité s'écrit :

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_g = \rho_m g \quad (2.33)$$

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

Le gradient de pression par frottement est donné par la relation suivante :

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_f = \frac{2C_{f|2\varphi}G^2}{D\rho_m} \quad (2.34)$$

En remplaçant la relation (3.16) dans l'équation (3.18), on a :

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_f = \frac{2C_{f|2\varphi}G^2}{D\rho_m} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_f = \frac{2C_{f|2\varphi}G^2}{D\rho_l} \left[1 - x \frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}\right] \quad (2.35)$$

Le coefficient de frottement diphasique $C_{f|2\varphi}$ peut être calculé à partir de l'équation de Blasius [Collier 1994] :

$$C_{f|2\varphi} = 0.079 \left[\frac{GD}{\mu_m}\right]^{-0.25} \quad (2.36)$$

Avec μ_m viscosité dynamique du mélange diphasique, donnée par la relation suivante :

$$\frac{1}{\mu_m} = \frac{x}{\mu_v} + \frac{1-x}{\mu_l} \quad (2.37)$$

$C_{f|2\varphi}$ Devient en injectant (2.36) dans (2.37) :

$$C_{f|2\varphi} = 0.079 \left[\frac{GD}{\mu_m}\right]^{-0.25} \left[\frac{\mu_v + (\mu_l - \mu_v)x}{\mu_v}\right]^{0.25} = C_{fl} \left[1 + \frac{\mu_l - \mu_v}{\mu_v} x\right]^{0.25} \quad (2.38)$$

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_f = \frac{2C_{fl}}{2\rho_l A^2} \left[1 + x \frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}\right] \left[1 + \frac{\mu_l - \mu_v}{\mu_v} x\right]^{-0.25} \quad (2.39)$$

Avec :

$$\varphi_1^2 = \left[1 + x \frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}\right] \left[1 + \frac{\mu_l - \mu_v}{\mu_v} x\right]^{-0.25} \quad (2.40)$$

II.2.3.4. Le modèle à phases séparées :

L'écoulement est considéré comme composé de deux phases s'écoulant séparément et avec des vitesses différentes d'où un effet de glissement figure 2.5.

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

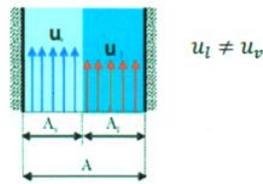


Figure 2. 5:mélange diphasique non homogène

Ci-après, sont présentées les différentes corrélations développées selon ce modèle.

II.4. Taux de vide :

Pour évaluer le taux de vide, deux types de modèle sont généralement utilisés. Le premier est le modèle de glissement faisant intervenir le coefficient de glissement S entre les vitesses phasiques [Butterworth 1977].

On a :

$$S = \frac{\mu_v}{\mu_L} \quad (2.41)$$

A partir de l'équation (2.41), on déduit :

$$\alpha = \frac{x\rho_L}{x\rho_L + S(1-x)\rho_v} \quad (2.42)$$

Notons que si $S=1$, on retrouve l'équation (2.31), celle du modèle homogène.

- du rapport des masses volumiques ρ_l/ρ_v ,
- du titre massique x ,
- de la vitesse massique G ,
- d'autres paramètres tels que le diamètre du tube D .

Un grand nombre de corrélations ont été développées en fonction d'une ou de plusieurs

II.5. Corrélation de Lockhart et Martinelli (1949) :

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

Le calcul du terme de frottement diphasique $\left(\frac{dp}{dz}\right)_f$ par la méthode du multiplicateur diphasique a été introduit originellement par Lockhart et Martinelli [Lockhart 1949]. Ces derniers ont réalisé des expériences avec des mélanges diphasiques à deux composants en écoulements isothermes dans des conduites horizontales. Les paramètres expérimentaux couvrent les gammes suivantes :

- Fluides : air - eau, air – huile
- Pression p : 0,11-0,35 MPa
- Titre massique x : 0 – 1
- Diamètre intérieur des tubes D : 1,48 - 25,83 mm

Les auteurs ont défini un paramètre, noté X^2 , représentant le rapport des deux facteurs multiplicateurs

$$\left. \begin{array}{l} \varphi_v^2 = \frac{\left(\frac{dp_f}{dz}\right)}{\left(\frac{dp_f}{dz}\right)_v} \\ \varphi_L^2 = \frac{\left(\frac{dp_f}{dz}\right)}{\left(\frac{dp_f}{dz}\right)_L} \end{array} \right\} X^2 = \frac{\varphi_v^2}{\varphi_L^2} = \frac{\left(\frac{dp_f}{dz}\right)_L}{\left(\frac{dp_f}{dz}\right)_v} \quad (2.43)$$

X est le paramètre de Lockhart-Martinelli.

Les facteurs multiplicateurs sont bien corrélés par les relations suivantes :

$$\varphi_L^2 = 1 + \frac{c}{x} + \frac{1}{x^2} \quad (2.44)$$

$$\varphi_v^2 = 1 + cx + x^2 \quad (2.45)$$

Où C est un paramètre adimensionnel dont les valeurs dépendent de la nature de la phase de l'écoulement (laminaire ou turbulent); ses valeurs sont données dans le tableau 2.1.

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

Régime (liquide/gaz)	Indice	C
Turbulent/turbulent	TT	20
Laminaire/turbulent	LT	12
Turbulent/laminaire	TL	10
Laminaire/laminaire	LL	5

Tableau 3. 1: Valeurs du paramètre de Martinelli (approximation de Chisholm)

Ils dérivent, en fonction de paramètre de Martinelli, les relations suivantes :

$$\varphi_L^2 = (1-x)^{1.75} \left[1 + \frac{20}{x_{tt}} + \frac{1}{x_{tt}^2} \right] \quad (2.46)$$

$$\alpha = \left[1 + \frac{20}{x_{tt}} + \frac{1}{x_{tt}^2} \right]^{0.5} \quad (2.47)$$

Avec :

$$x_{tt} = \sqrt{\frac{\left(\frac{dp}{dz}\right)_{fl}}{\left(\frac{dp}{dz}\right)_{fv}}} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.875} \left(\frac{\rho_v}{\rho_L}\right)^{0.5} \left(\frac{\mu_L}{\mu_v}\right)^{0.125} \quad (2.48)$$

Les termes $(dp/dz)_{fl}$ et $(dp/dz)_{fv}$ représentent les gradients de pression d'un écoulement monophasique liquide et vapeur, dont la vitesse est respectivement

$$u_l = \frac{\dot{m}_t(1-x)}{A\rho_l} \quad \text{et} \quad u_v = \frac{\dot{m}_t x}{A\rho_v}, \quad \text{qui s'expriment par :}$$

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{fl} = \frac{2C_{fl} m_t^2 (1-x)^2}{A^2 D \rho_l} \quad (2.49)$$

$$\left(\frac{dp}{dz}\right)_{fv} = \frac{2C_{fv} m_t^2 x^2}{A^2 D \rho_v} \quad (2.50)$$

Où C_{fl} et C_{fv} sont respectivement le coefficient de frottement de la phase liquide et de la phase vapeur donné par la relation de Blasius équation (2.37).

CHAPITRE 2 Cartes de configuration d'écoulement et méthodes de calcul de pertes de pression

La dépendance de φ_l^2 et φ_G^2 en fonction de X^2_{yz} est représentée sous forme de l'abaque.

X^2_{yz} Est une fonction de la nature (laminaire ou turbulent) des écoulements liquide et gazeux.

Chapitre 3

**Représentation des cartes
d'écoulement de mandhane et de
taitel et duckler et comparaison des
résultats obtenus**

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

III .1. Introduction

Les écoulements monophasiques dans ce type de singularités ont été largement étudiés, que ce soit d'un point de vue théorique, expérimental ou numérique. Ceci n'est pas le cas lorsqu'il s'agit des écoulements diphasiques qui demeurent encore peu étudiés dans ce type de singularités, lorsque l'on sait que ce genre de singularités est la cause d'importantes modifications des caractéristiques de l'écoulement. Ces modifications peuvent conduire à la rupture d'équilibre d'un mélange diphasique en mouvement, donnant lieu à une dissipation d'énergie due au transfert local de la masse et de la chaleur entre les deux fluides et la paroi. Ainsi, en raison de la multitude et de la complexité des régimes d'écoulements diphasiques existant dans les installations industrielles, aucune procédure formelle n'existe à ce jour pour décrire et classifier ces écoulements

Le troisième chapitre est dédié à la démarche à suivre pour la simulation numérique d'un écoulement diphasique en présence d'une singularité (simulation sous Fortran), par la suite, les résultats de cette étude ainsi que leurs discussions seront présentés.

III.2. Carte de mandhane et al :

Dans l'intérêt de la simplicité, Mandhane et al. En (1974) ont proposé une carte de configuration d'écoulement basée sur des données air-eau. La carte de configuration proposée est montrée dans la figure. (3.1).

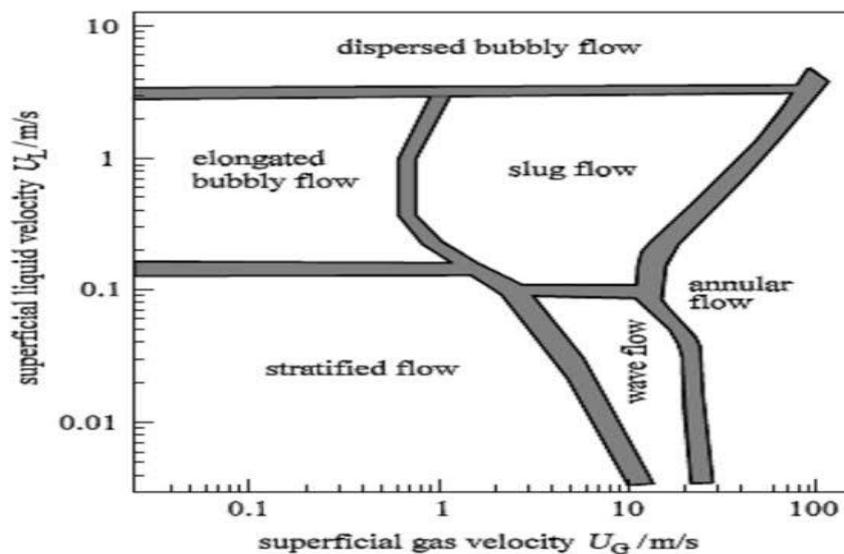


Figure 3. 1:carte de configuration d'écoulement de mandhane et al (1974)

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

Il convient de noter que les transitions entre les modèles d'écoulement adjacentes ne se produisent pas soudainement, mais sur une plage de débits. Ainsi, dans cette figure, les transitions entre les régimes d'écoulement sont présentées comme de larges bandes au lieu de lignes. Les limites des transitions indiquées sont déterminées sur la base des données logarithmiques des vitesses superficielle de liquide et de gaz respectivement $\log J_l$ et $\log J_G$ de 1178 observations pour le système d'air-eau, où J_l et J_G sont respectivement les vitesses superficielles de liquide et de la vapeur. L'avantage de cette approche est que l'effet du diamètre du tube a été suffisamment pris en compte en utilisant les vitesses superficielles, J_l et J_G , comme axes de coordonnées.

III.2.1. Programme élaboré :

Le programme élaboré pour la carte mandhane est en langage Fortran, il est donné comme suite :

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

```
PROGRAM MAIN_MANDHANE
  IMPLICIT NONE
  REAL*8 VSL,VSG,DENSL,DENSG,AMUL,AMUG,SIGMA,XI,YI
  ! THIS PROGRAM CALCULATES THE FLOW PATTERN REGION FOR ANY TWO
  ! COMPONENTS FLOWING COCURRENTLY IN A PIPE, ACCORDING TO FLOW
  ! PATTERN HAP OF MANDHANE, GREGORY, AND AZIZ.
  ! INPUT DATA
  ! VSL=SUPERFICIAL LIQUID VELOCITY, FT/SEC
  ! VSG=SUPERFICIAL GAS VELOCITY, FT/SEC
  ! DE~ISL=~DENSITY OF LIQUID, LQM/CU.FT,
  ! DENSG=DENSITY OF GAS, LBM/CU.FT.
  ! AMUL=VISCOSITY OF LIQUID, CENTIPOISE
  ! AMUG=VISCOSITY OF GAS, CENT:POISE
  ! SIGMA=INTERFACIAL TENSION, OYNES/CM.
  ! valeurs utilisées pour vérification du modèle
  ! VSL = 1.0D0*0.3048D0; DENSL = 55.D0*16.01846337396; AMUL= 5.0*1D-3
  ! VSG = 10.0D0*0.3048D0; DENSG = 0.04*16.01846337396; AMUG = 0.01*1D-3
  ! SIGMA = 65.0*0.001D0]

  VSL = 0.01D0; DENSL = 880.86D0; AMUL= 5.0D-3
  VSG = 20.D0; DENSG = 0.65D0; AMUG = 1.D-5
  SIGMA = 65.D-3
  CALL MANDHANE(VSL,DENSL,AMUL,VSG,DENSG,AMUG,SIGMA,XI,YI)
  WRITE(*,*)XI,YI
  CONTAINS
  SUBROUTINE MANDHANE(VSL,DENSL,AMUL,VSG,DENSG,AMUG,SIGMA,XI,YI)
  !-----
  ! THIS SUBROUTINE CALCULATES THE FLOW PATTERN REGION FOR ANY TWO COMPONENTS FLOWING COCURRENTLY IN
  ! A PIPE, ACCORDING TO FLOW PATTERN HAP OF MANDHANE, GREGORY, AND AZIZ.
  ! INPUT DATA
  ! VSL = SUPERFICIAL LIQUID VELOCITY, M/SEC
  ! VSG = SUPERFICIAL GAS VELOCITY, M/SEC
  ! DENSL = DENSITY OF LIQUID, KG/M3,
  ! DENSG = DENSITY OF GAS, KG/M3.
  ! AMUL = VISCOSITY OF LIQUID, Pa*SEC
  ! AMUG = VISCOSITY OF GAS, Pa*SEC
  ! SIGMA = INTERFACIAL TENSION, N/M.
  IMPLICIT NONE
  REAL*8,INTENT(INOUT) :: VSL,DENSL,AMUL,VSG,DENSG,AMUG,SIGMA
```

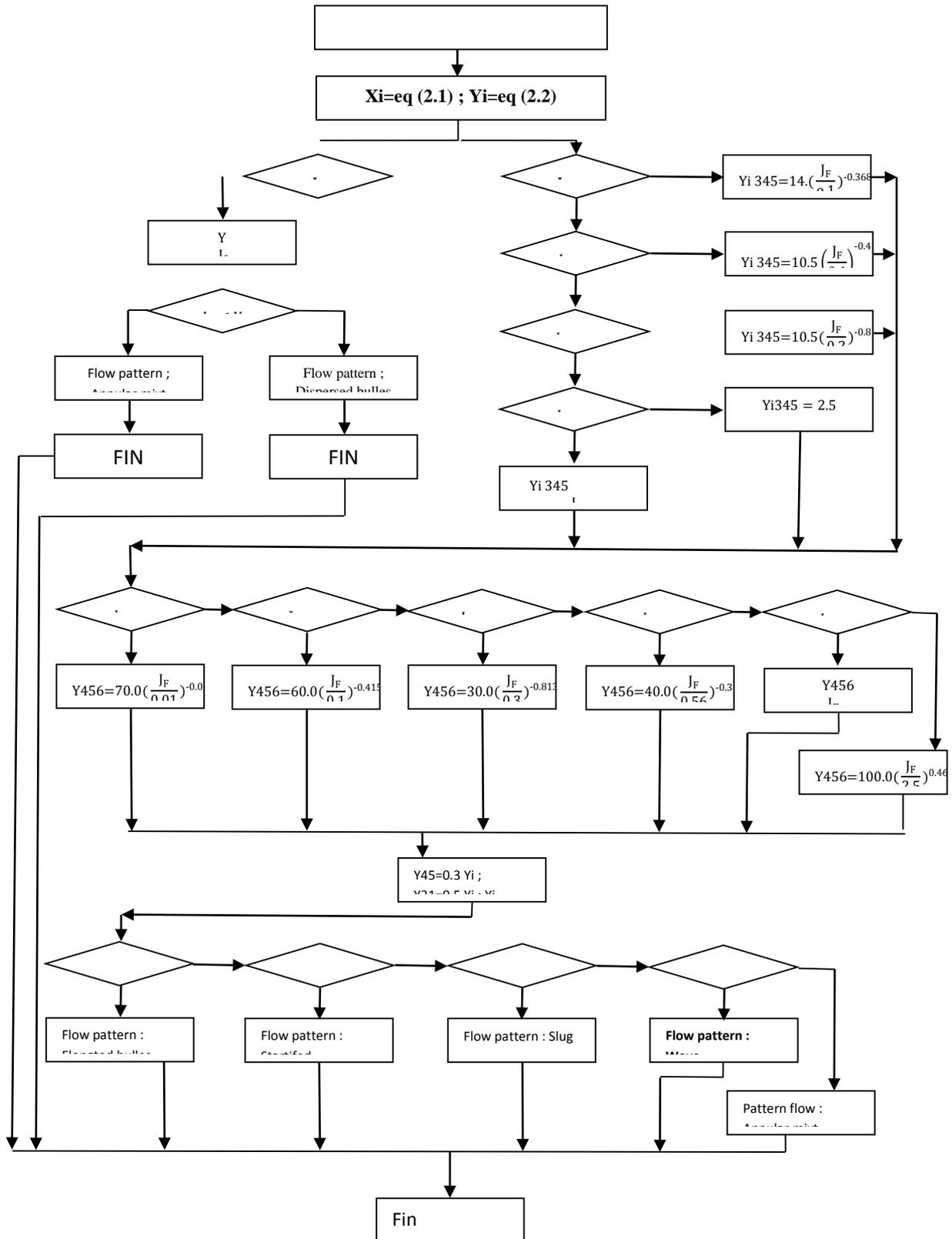
Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

```
REAL*8, INTENT(OUT) :: XI, YI
REAL (8) XI345, YI345, Y456, Y45, Y31
! CONVERSION TO BRITISH UNITS
VSL = VSL * 3.28084D0
VSG = VSG * 3.28084D0
DENSL = DENSL * 0.06243D0
DENSG = DENSG * 0.06243D0
AMUL = AMUL * 1D3
AMUG = AMUG * 1D3
SIGMA = SIGMA * 1D3
PRINT 113
XI=(DENSG/0.0808)**0.333*(DENSL*72.4/62.4/SIGMA)**0.25*(AMUG/0.018)**0.2
YI=(DENSL*72.4/(62.4*SIGMA)**0.25)*((AMUL/1.0)**0.2)
PRINT 112, VSL, VSG, DENSL, DENSG, AMUL, AMUG, SIGMA, XI, YI
IF (VSL.LT.14.0*YI) GOTO 114
IF (VSG.LE.(230.0*((VSL/14.0)**0.206)*XI)) GOTO 150
GOTO 148
114 IF (VSL.LE.0.1) GOTO 122
IF (VSL.LE.0.2) GOTO 120
IF (VSL.LE.1.15) GOTO 118
IF (VSL.LE.4.8) GOTO 116
YI345 = 2.5*(VSL/4.8)**0.248
GOTO 126
116 YI345 = 2.5
GOTO 126
118 YI345=10.5*(VSL/0.2)**(-0.816)
GOTO 126
120 YI345=14.0*(VSL/0.1)**(-0.415)
GOTO 126
122 YI345=14.0*(VSL/0.1)**(-0.368)
126 IF (VSL.LE.0.1) GOTO 136
IF (VSL.LE.0.3) GOTO 134
IF (VSL.LE.0.56) GOTO 132
IF (VSL.LE.1.0) GOTO 130
IF (VSL.LE.2.5) GOTO 128
Y456=100.0*(VSL/2.5)**0.463
GOTO 138
128 Y456=50.0*(VSL/1.0)**0.756
GOTO 138
----
128 Y456=50.0*(VSL/1.0)**0.756
GOTO 138
130 Y456=40.0*(VSL/0.56)**0.385
GOTO 138
132 Y456=38.0*(VSL/0.3)**0.0813
GOTO 138
134 Y456=60.0*(VSL/0.1)**(-0.415)
GOTO 138
136 Y456=70.0*(VSL/0.01)**(-0.0675)
138 Y45=0.3*YI
Y31=0.5/YI
YI345=YI345*XI
Y456=Y456*XI
IF (VSG.LE.YI345.AND.VSL.GE.Y31) GOTO 140
IF (VSG.LE.YI345.AND.VSL.LE.Y31) GOTO 142
IF (VSG.GE.YI345.AND.VSG.LE.Y456.AND.VSL.GT.Y45) GOTO 146
IF (VSG.GE.YI345.AND.VSG.LE.Y456.AND.VSL.LE.Y45) GOTO 144
GOTO 148
140 PRINT 101
GOTO 152
142 PRINT 103
GOTO 152
144 PRINT 105
GOTO 152
146 PRINT 107
GOTO 152
148 PRINT 109
GOTO 152
150 PRINT 111
152 RETURN
101 FORMAT (10X, 'PREDICTED FLOW PATTERN: ELONGATED BUBBLES')
103 FORMAT (10X, 'PREDICTED FLOW PATTERN: STRATIFIED')
105 FORMAT (10X, 'PREDICTED FLOW PATTERN: WAVE')
107 FORMAT (10X, 'PREDICTED FLOW PATTERN: SLUG')
109 FORMAT (10X, 'PREDICTED FLOW PATTERN: ANNULAR MIST')
111 FORMAT (10X, 'PREDICTED FLOW PATTERN: DISPERSED BUBBLES')
112 FORMAT (10X, 'SUPERFICIAL LIQUID VELOCITY, FT/SEC = ', F10.5/ 6
```

Figure 3. 2: programme fortran de mandhane

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

III.2.2. Organigramme :



Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

III.3. Carte de taitel et de duckler :

Taitel et Dukler (1976) ont proposé peut-être la carte la plus largement citée pour l'écoulement horizontal dans les tubes, représentée sur la figure 3.3 , sur la base de leur analyse mécaniste des mécanismes de transition de l'écoulement avec une sélection de paramètres non dimensionnels. La carte utilise le paramètre de Martinelli X, le nombre de Froude du gaz Fr_g et les paramètres T et K. Leur carte est composée de trois graphiques (souvent représentés comme un seul graphique).

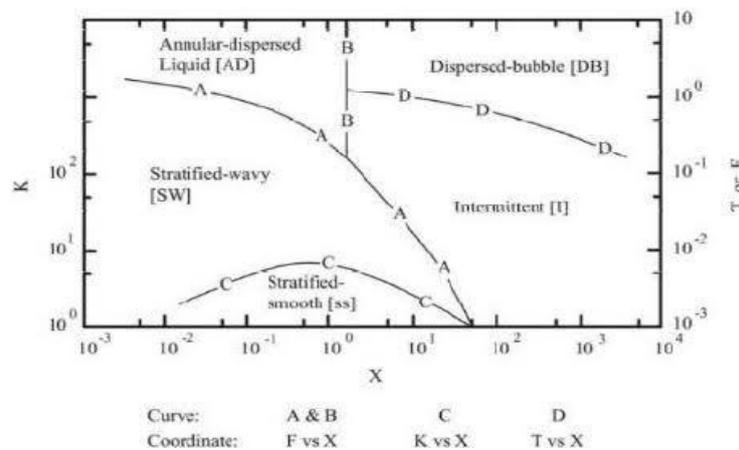


Figure 3. 3: carte de configuration d'écoulement dans un tube horizontale Taitel et duckler (1976)

Pour implémenter la carte, on détermine d'abord le paramètre de Martinelli X et Fr_g . En utilisant ces deux paramètres sur le graphique du haut, si leurs coordonnées tombent dans le régime d'écoulement annulaire, alors le modèle d'écoulement est annulaire. Si les coordonnées de Fr_g et X tombent dans la zone inférieure gauche du graphique du haut, alors K est calculé. En utilisant K et X dans le graphique du milieu, le régime d'écoulement est identifié comme stratifié-ondulé ou comme entièrement stratifié. Si les coordonnées de Fr_g et X tombent dans la zone de droite sur le graphique du haut, alors T est calculé. En utilisant T et X dans le graphique du bas, le flux

Le régime est identifié soit comme un écoulement à bulles, soit comme un écoulement intermittent (bouchon ou bouchon). Pour implémenter cette carte dans une simulation

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

informatique, les expressions suivantes ont été extraites de leur graphique pour ses lignes de transition :

$$Y = 1.056 X - 0.070; \text{ where } 2 \leq X \leq 50 \text{ and } 0.8 \leq Y \leq 1 \quad (3.1a)$$

$$Y = -0.116 \ln(X) + 1.283; \text{ ou } 50 \leq X \leq 9000 \text{ and } 0.2 \leq Y \leq 0.8 \quad (3.1b)$$

Pour stratified flow to wavy flow:

$$Y = 1.405 \ln(X) + 7.521; \text{ pour } 0.009 \leq X \leq 0.7 \text{ and } 1 \leq Y \leq 6.9 \quad (3.2a)$$

$$Y = -1.337 \ln(X) + 6.620; \text{ pour } 0.7 \leq X \leq 70 \text{ and } 1.0 \leq Y \leq 6.9 \quad (3.2b)$$

Pour wavy flow to annular flow:

$$Y = 0.813 X - 0.077; \text{ ou } 0.001 \leq X \leq 0.05 \text{ and } 0.95 \leq Y \leq 1.3 \quad (3.0a)$$

$$Y = -0.214 \ln(X) + 0.305; \text{ ou } 0.05 \leq X \leq 2 \text{ and } 0.17 \leq Y \leq 0.95 \quad (3.0b)$$

$$Y = 0.412 X - 1.188 ; \text{ ou } 2 \leq X \leq 12 \text{ and } 0.02 \leq Y \leq 0.17 \quad (3.0c)$$

$$Y = 2.041 X - 1.861 ; \text{ ou } 12 \leq X \leq 60 \text{ and } 0.001 \leq Y \leq 0.02 \quad (3.0d)$$

Où X est le paramètre Martinelli, tandis que Y représente K, T ou Fr_g selon le modèle d'écoulement comme expliqué ci-dessus. Il faut noter que les représentations de ce graphe comportent parfois un « 1/4 » sur l'axe vertical du paramètre T mais pas sur le paramètre T lui-même

III.3.1. Programme élaboré :

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

Le programme élaboré pour la carte de taitel et de duckler est en langage Fortran, il est donné comme suite :

```
ELSE
CALL FACTEURK (JF, J6, K)
Y 1.405 DLOG (XMART)+7.521D0
IF (Y.LT.1.0.OR.Y.GT.6.9) WRITE (*, *) 'ERROR IN STRATIFIED TO WAVY FLOW
IF (K.GT.Y) THEN
FLOWPATTERN = "WAVY FLOW"
WRITE (**) xMART, Y, FLOWPATTERN
ELSE
FLOWPATTERN = 'STRATIFIED FLOW'
WRITE ()XMART, Y, FLOWPATTERN
ENDIF
ENDIF
CASE (S1: 2000)
Y -0.214*DLOG (XMART) +0.305De !ég(30b)
IF (Y.LT.0.17.OR.Y.GT.0.95) WRITE (*,*) 'ERROR IN WAVY TO ANNULAR FLOW
CALL FACTEURF (JG, F)
IF (F.GT.Y) THEN
FLOWPATTERN = ANNULAR FLOW
WRITE (*,*)XMART, Y, FLOWPATTERN
ELSE
CALL FACTEURK (JF, J6, K)
IF (XMART.LE.0.7De) THEN
Y = 1.405*DLOG (XMART) +7.521D0 ! (29a)
(Y.LT. 1.0.OR.Y.GT.6.9) WRITE (*, *) ' ERROR IN STRATIFIED TO WAVY FLOW
ELSE
Y = -1.337D0*DLOG (XMART)+6.620DOI (29b)
L (Y,LT.1.0.OR.Y.GT.6.9) WRITE (*, *) 'ERROR IN STRATIFIED TO WAVY FLOW
ENDIF
IF (K.GT.Y) THEN
FLOWPATTERN = WAVY FLOW
WRITE* *)XMART, Y, FLOWPATTERN
ELSE
FLOWPATTERN = 'STRATIFIED FLOW'
WRITE* *)XMART, Y, FLOWPATTERN
ENDIF
ENDIF
CASE (2001:12000e)
CALL FACTEURF (JG, F)
IF (F.LT.Y) THEN
CALL FACTEURK (JF, J6, K)
IF (XMART.LE.0.7De) THEN
Y = 1.405De*DLOG (XMART)+7.521D0 ! (29a)
IF (Y.LT.1.0.OR.Y.GT.6.9) WRITE (*, *) 'ERROR IN STRATIFIED TO WAVY FLOW
ELSE
Y = -1.337D0 *DLOG (XMART)+6.620De ! (29b)
IF (Y.LT.1.0.OR.Y.GT.6.9) WRITE (*, *) 'ERROR IN STRATIFIED TO WAVY FLOW
ENDIF
IF (K.GT.Y) THEN
FLOWPATTERN =WAVY FLOW
WRITE (*, *)XMART, Y, FLOWPATTERN
ELSE
FLOWPATTERN = 'STRATIFIED FLOW"
WRITE (*, *) XMART, Y, FLOWPATTERN
ENDIF
ENDIF
!ON UTILISERA LA VARIABLE T
Y 1.056D0*XMART** -0.07eDe !ég(28a)
IF (Y. LT.1.0.OR.Y.GT.0.8) WRITE (*,*) 'ERROR IN INTERMITTENT FLOW TO BUBBLY FLOW
IF (T.GT.Y) THEN
FLOWPATTERN = 'BUBBLY FLOW'
WRITE (* *) XMART, Y, FLOWPATTERN
ELSE
FLOWPATTERN = 'INTERMITTENT FLOW'
WRITE (*, *)XMART, Y, FLOWPATTERN
ENDIF
ENDIF
CASE (12001:6000e)
Y 2.041D0*XMART** -1.861De !ég(30d)
IF (Y.LT.0.02.OR.Y.GT.0.17) WRITE (*, *) 'ERROR IN WAY TO ANNULAR FLOW"
CALL FACTEURF (JG, F)
IF (F.LT.Y) THEN
CALL FACTEURK (JF, J6, K)
IF (X MART.LE .0.7De) THEN
Y 1.40SDe*DLOG (XMART) +7.52100 ! (29a)
IF (Y,LT.1.0.OR.Y.GT.6.9) WRITE (*, *) ' ERROR IN STRATIFIED TO WAVY FLOW
ELSE
```

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

```

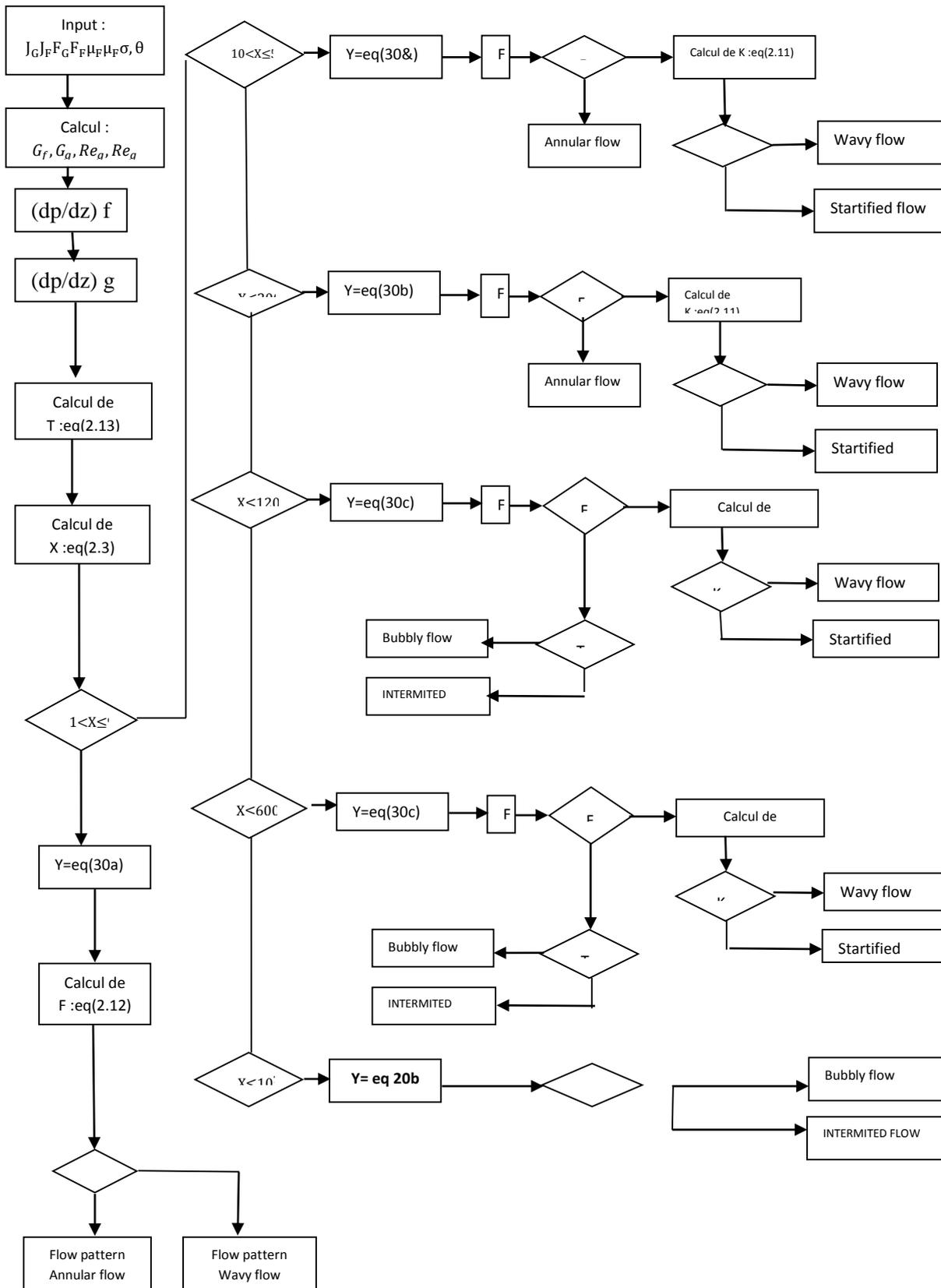
Y -1.337D0*DLOG (XMART) +6.620D0! (29b)
IF (Y.LT.1.0.OR.Y.GT. 6.9) WRITE (*, *) 'ERROR IN STRATIFIED TO MAVY FLOW
ENDIF
IF (K.GT.Y) THEN
FLOWPATTERN WAVY FLOW' ELSE WRITE (*,*)XMART,Y, FLOWPATTERN
FLOWPATTERN = 'STRATIFIED FLOW WRITE (*, *)XMART, Y, FLOWPATTERN ENDF
ELSE
ON UTILISERA LA VARIABLE T IF (XMART.LT.50De) THEN
Y = 1.056D0 XMART* -0.07eDe l'éq(28a)
IF (Y.LT.1.0.OR.Y.GT.0.8) WRITE (',)'ERROR IN INTE RMI TTENT FLOW TO BUBBLY FLOW
ELSE
Y-. 116 DLOG (XMART)+1.28300 !éq(286) .1.6.OR.Y.GT.0.8) WRITE(*, *) 'ERROR IN INTERMITTENT FLOW TO BUBBLY FLOW
ENDIF
IF (T.GT.Y) THEN
FLOWPATTERN =' BUBBLY FLOW
WRITE (*,*)XMART,Y, FLOWPATTERN
ELSE
FLOWPATTERN INTERMITTED FLOW
WRITE (*,*)XMART, Y, FLOWPATTERN
ENDIF
ENDIF
CASE (60001:900008)
Y =-.116 *DLOG (XMART)+1.283De !éq (28b)
IF (Y.LT.1.0.OR.Y.GT.0.8) WRITE(*, *) 'ERROR IN INTERMITTENT FLOW TO BUBBLY FLOW
IF (T.GT.Y) THEN
FLOWPATTERN ='BUBBLY FLOW
WRITE (* *)XMART, Y, FLOWPATTERN
ELSE
FLOWPATTERN = 'INTERMITTED FLOW
WRITE (**)XMART, Y, FLOWPATTERN
ENDIF
END SELECT
END SUBROUTINE DUKLERTAITEL
SUBROUTINE PRESSUREGRADFF (X, RELF, 6, DPDZFF)
IMPLICIT NONE
REAL*8, INTENT ( IN) :: X,RELF,G
REAL 8, INTENT (OUT):: DPDZFF
REAL8 FF
CALL FRICTIONFACTOR (RELF, FF)

DPDZFF liquid phase considered to flow alone in the channel
DPDZFF = 2.D0*FF*G**2* (1-X)**2/D/ROF
END SUBROUTINE PRESSUREGRADFF
SUBROUTINE PRESSUREGRADFF6 (X, RELG, 6, DPDZFG)
IMPLICIT NONE
REAL 8, INTENT (IN)::X,RELG,G
REAL 8,INTENT (OUT):: DPDZFG
REAL 8 FG
CALL FRICTIONFACTOR (RELG, FG)
DPDZFG gaz phase considered to flow alone in the channel
DPDZFG= 2.D0 FG*G**2*X* *2/D/ROG
END SUBROUTINE PRESSUREGRADFF6
SUBROUTINE FRICTIONFACTOR (REY, F)
IMPLICIT NONE
REAL*8, INTENT (IN):: REY
REAL 8, INTENT (OUT):: F
IF (REY. LE. 203) THEN
F 16. /REY
ELSE
F= 0.079*REY** (-0.25)
ENDIF
END SUBROUTINE FRICTIONFACTOR
SUBROUTINE FACTEURK (JF, JG, K)
IMPLICIT NONE
REAL*8, INTENT (IN) : JF,3G
REAL 8,INTENT (OUT):: K
REAL*8 ROL, ROG, SIGMA, MUG, VISF,D, TETA
COMMON/PROPRIETES/ROL, ROG, SIGMA, MUG, VISF
COMMON/GEOMDATA/D, TETA
K=(ROG*ROL *JF*IG**2/(VISF* (ROL-ROG) *9.81D0*Dcos (teta) ))**0.5
END SUBROUTINE FACTEURK
SUBROUTINE FACTEURF (JG, F)
IMPLICIT NONE
REAL*8,INTENT (IN) JG
REAL*8,INTENT (OUT):: F
REAL*8 ROL, ROG, SIGMA, MUG, MUL,D, TETA
COMMON/PROPRIETES/ROL, ROG, SIGMA, MUG6, MUL
COMMON/GEOMDATA/D, TETA
F (ROG/ (ROL -ROG) ) **0.5*J6/ (D*9.81*DCOSD (TETA) ) **0.5 END SUBROUTINE FACTEURF

```

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

III.3.2. Organigramme de Taitel et Duckler :



Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

III.3.4. Comparaison entre les cartes de mandhane et de taitel et de duckler :

La carte de mandhane s'écarte des autres cartes en ce qu'elle fournit les limites de transition sur un graphique linéaire-linéaire avec la vitesse de masse tracée en fonction de la qualité du gaz ou de la vapeur pour le fluide et le canal d'écoulement particuliers, ce qui est beaucoup plus facile à utiliser que le format log-log d'autres cartes . Notez que l'augmentation de la ligne de transition de l'écoulement du brouillard à des qualités de vapeur élevées dans la carte de Steiner, observable lors de son tracé sur une base G vs. x , prédit qu'un écoulement pourrait passer d'un écoulement annulaire

Cependant pour la carte de taitel et duckler. En particulier, ils ont inclus une méthode dépendante du flux de chaleur pour prédire le début de l'assèchement au sommet du tube dans les écoulements annulaires d'évaporation pour en faire une carte de schéma d'écoulement adiabatique pour prédire les coefficients d'ébullition d'écoulement locaux.

Comme le montre ce tableau

Vit. Surfaccique du liquide (m/s)	Vit. Surfaccique du gaz (m/s)	Type découlement Selon taitel et duckler	Type découlement Selon mandhane
0.010	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.010	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.010	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.010	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.010	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.010	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.010	0.300	STRATIFIED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.010	0.500	STRATIFIED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.010	1.000	STRATIFIED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.010	5.000	STRATIFIED FLOW	DISPERSED BUBBLES

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

0.010	10.000	STRATIFIED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.010	30.000	STRATIFIED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.020	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.020	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.020	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.020	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.020	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.020	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.020	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.020	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.020	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.020	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.020	10.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.020	30.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.030	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.030	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.030	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.030	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.030	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.030	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.030	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.030	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.030	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

0.030	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.030	10.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.030	30.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.060	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.060	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.060	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.060	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.060	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.060	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.060	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.060	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.060	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.060	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.060	10.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.060	30.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.070	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.070	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.070	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.070	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.070	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.070	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.070	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.070	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

0.070	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.070	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.070	10.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.070	30.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.090	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.090	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.090	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.090	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.090	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.090	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.090	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.090	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.090	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.090	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.090	10.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.090	30.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.100	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.100	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.100	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.100	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.100	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.100	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.100	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

0.100	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.100	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.100	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.100	10.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.100	30.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.200	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.200	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.200	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.200	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.200	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.200	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.200	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.200	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.200	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.200	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.200	10.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.200	30.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.300	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.300	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.300	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.300	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.300	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.300	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

0.300	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.300	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.300	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.300	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.300	10.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.300	30.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.400	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.400	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.400	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.400	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.400	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.400	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.400	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.400	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.400	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.400	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.400	10.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.400	30.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.500	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.500	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.500	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.500	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

0.500	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.500	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.500	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.500	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.500	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.500	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.500	10.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.500	30.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.600	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.600	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.600	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.600	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.600	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.600	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.600	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.600	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.600	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.600	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.600	10.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.600	30.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.700	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.700	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

0.700	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.700	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.700	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.700	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
0.700	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.700	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.700	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
0.700	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.700	10.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
0.700	30.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
1.000	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
1.000	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
1.000	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
1.000	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
1.000	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
1.000	0.100	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
1.000	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
1.000	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
1.000	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
1.000	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
1.000	10.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
1.000	30.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

2.000	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
2.000	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
2.000	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
2.000	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
2.000	0.050	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
2.000	0.100	WAVY FLOW	STRATIFIED
2.000	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
2.000	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
2.000	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
2.000	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
2.000	10.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
2.000	30.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
3.000	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
3.000	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
3.000	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
3.000	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
3.000	0.050	WAVY FLOW	STRATIFIED
3.000	0.100	WAVY FLOW	STRATIFIED
3.000	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
3.000	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
3.000	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
3.000	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
3.000	10.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

3.000	30.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
4.000	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
4.000	0.006	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
4.000	0.009	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
4.000	0.010	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
4.000	0.050	WAVY FLOW	STRATIFIED
4.000	0.100	WAVY FLOW	STRATIFIED
4.000	0.300	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
4.000	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
4.000	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
4.000	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
4.000	10.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
4.000	30.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
5.000	0.003	STRATIFIED FLOW	STRATIFIED
5.000	0.006	WAVY FLOW	STRATIFIED
5.000	0.009	WAVY FLOW	STRATIFIED
5.000	0.010	WAVY FLOW	STRATIFIED
5.000	0.050	WAVY FLOW	STRATIFIED
5.000	0.100	WAVY FLOW	STRATIFIED
5.000	0.300	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
5.000	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
5.000	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
5.000	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

5.000	10.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
5.000	30.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
6.000	0.003	WAVY FLOW	STRATIFIED
6.000	0.006	WAVY FLOW	STRATIFIED
6.000	0.009	WAVY FLOW	STRATIFIED
6.000	0.010	WAVY FLOW	STRATIFIED
6.000	0.050	WAVY FLOW	STRATIFIED
6.000	0.100	WAVY FLOW	STRATIFIED
6.000	0.300	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
6.000	0.500	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
6.000	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
6.000	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
6.000	10.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
6.000	30.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
9.000	0.003	WAVY FLOW	STRATIFIED
9.000	0.006	WAVY FLOW	STRATIFIED
9.000	0.009	WAVY FLOW	STRATIFIED
9.000	0.010	WAVY FLOW	STRATIFIED
9.000	0.050	WAVY FLOW	STRATIFIED
9.000	0.100	WAVY FLOW	STRATIFIED
9.000	0.300	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
9.000	0.500	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
9.000	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

9.000	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
9.000	10.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
9.000	30.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
10.000	0.003	WAVY FLOW	STRATIFIED
10.000	0.006	WAVY FLOW	STRATIFIED
10.000	0.009	WAVY FLOW	STRATIFIED
10.000	0.010	WAVY FLOW	STRATIFIED
10.000	0.050	WAVY FLOW	STRATIFIED
10.000	0.100	WAVY FLOW	STRATIFIED
10.000	0.300	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
10.000	0.500	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
10.000	1.000	INTERMITTED FLOW	ELONGATED BUBBLES
10.000	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
10.000	10.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
10.000	30.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
20.000	0.003	WAVY FLOW	STRATIFIED
20.000	0.006	WAVY FLOW	STRATIFIED
20.000	0.009	WAVY FLOW	STRATIFIED
20.000	0.010	WAVY FLOW	STRATIFIED
20.000	0.050	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
20.000	0.100	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
20.000	0.300	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
20.000	0.500	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

20.000	1.000	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
20.000	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
20.000	10.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
20.000	30.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
30.000	0.003	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
30.000	0.006	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
30.000	0.009	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
30.000	0.010	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
30.000	0.050	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
30.000	0.100	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
30.000	0.300	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
30.000	0.500	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
30.000	1.000	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
30.000	5.000	INTERMITTED FLOW	DISPERSED BUBBLES
30.000	10.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
30.000	30.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
100.000	0.003	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
100.000	0.006	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
100.000	0.009	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
100.000	0.010	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
100.000	0.050	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
100.000	0.100	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
100.000	0.300	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

100.000	0.500	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
100.000	1.000	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
100.000	5.000	ANNULAR FLOW	DISPERSED BUBBLES
100.000	10.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
100.000	30.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
200.000	0.003	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
200.000	0.006	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
200.000	0.009	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
200.000	0.010	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
200.000	0.050	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
200.000	0.100	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
200.000	0.300	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
200.000	0.500	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
200.000	1.000	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
200.000	5.000	ANNULAR FLOW	DISPERSED BUBBLES
200.000	10.000	ANNULAR FLOW	DISPERSED BUBBLES
200.000	30.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES
300.000	0.003	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
300.000	0.006	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
300.000	0.009	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
300.000	0.010	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
300.000	0.050	ANNULAR FLOW	STRATIFIED
300.000	0.100	ANNULAR FLOW	STRATIFIED

Chapitre 3 Représentation des cartes d'écoulement de mandhane et de taitel et duckler et comparaison des résultats obtenus

300.000	0.300	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
300.000	0.500	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
300.000	1.000	ANNULAR FLOW	ELONGATED BUBBLES
300.000	5.000	ANNULAR FLOW	DISPERSED BUBBLES
300.000	10.000	ANNULAR FLOW	DISPERSED BUBBLES
300.000	30.000	BUBBLY FLOW	DISPERSED BUBBLES

Tableau 3. 2:comparaison entre mandhane et taitel et duckler

Conclusion générale

De nos jours, les applications qui mettent en jeu les écoulements diphasiques sont très utilisées dans le domaine industriel, et leurs domaines d'étude restent très vastes.

Les études menées, depuis des années, s'intéressent aux phénomènes de transfert de chaleur et de perte de pression "dans les applications où on rencontre les écoulements diphasiques, en fonction de la géométrie des conduits et du type de configuration d'écoulement.

Le présent travail entrepris présente quelques cartes de configurations d'écoulement utilisées dans les applications industrielles. Ces dernières ont pour rôle de contrôler et de savoir le type de configuration d'écoulement rencontré à l'intérieur des tubes des systèmes industriels, en vue d'appliquer les lois appropriées pour les phénomènes de transfert de chaleur et de perte de pression.

Pour cela, une étude bibliographique a été menée et nous a permis de nous familiariser avec ce genre d'écoulement ainsi que de connaître leurs caractéristiques. S'en est suivi la formulation mathématique du problème, où on a présenté les équations qui régissent les écoulements diphasiques. En suite nous avons exposé les équations des modèles homogènes et à phases séparées.

Le travail effectué dans le cadre de ce mémoire consiste à mettre au point un programme FORTRAN pour déterminer les configurations d'écoulements diphasique liquide-gaz dans un tube horizontal en fonction des vitesses superficielles des deux fluides. L'exécution de programme a permis de tracer les différentes cartes de configurations d'écoulement et de voir l'influence des propriétés des deux fluides sur les transitions d'écoulements.

Nous avons constaté que la transition entre les configurations d'écoulement est causée principalement par la variation des vitesses superficielles de liquide et de gaz.

Nous avons remarqué que pour des faibles vitesses superficielles des deux fluides la configuration d'écoulement est stratifiée et elle devient stratifiée à vague lorsque la vitesse superficielle du gaz augmente d'avantage. Pour des faibles vitesses superficielles de gaz et des vitesses superficielles de liquide allant de 1 à 20 ft/s, (0.3048-6.10 m/s) le type d'écoulement constaté est à bulle allongée et à bulle dispersée et pour des grandes vitesses superficielles de la phase gazeuse les types d'écoulements rencontrés sont successivement à bulle dispersé, écoulement annulaire et intermittent.

Nous avons remarqué aussi que la variation des propriétés des deux fluides changent les limites de transition entre les différentes configurations ce qui nécessite le , traçage d'une nouvelle carte de configuration d'écoulement.

Donc, une carte de configuration d'écoulement est valable uniquement pour des conditions hydrodynamiques, de propriétés des fluides d'orientation de la conduite données.

Le programme élaboré et les cartes de configurations obtenues nous permis de voir clairement le type d'écoulement à l'intérieur des tubes des systèmes où on rencontre les écoulements diphasiques en fonction uniquement de deux paramètres des fluides choisi par l'expérimentateur, pour pouvoir éviter l'apparition de certain type d'écoulements indésirables dans but de mener à l'exploitation sûre et optimale des équipements industriels.

Le programme élaboré et les cartes de configurations obtenues nous permis de voir clairement le type d'écoulement à l'intérieur des tubes des systèmes où on rencontre les écoulements diphasiques en fonction uniquement de deux paramètres des fluides choisi par l'expérimentateur pour pouvoir éviter l'apparition de certain type d'écoulements indésirables dans but de mener à l'exploitation sûre et optimale des équipements industriels

[1] : Jésus MORENO QUIBEN

Expérimental and analytical study of Two-phase pressure drops during Evaporation in horizontal tubes.

Thèse de doctorat. Ecole polytechnique fédérale de LAUSANN

[2]. Pr. Sébastien Poncet <<Cours sur les écoulements diphasiques>> Master 2 Génie des Procédés de l'Université d'Aix-Marseille

Année 2012-2013

[3]. Awad, M.M., and Muzychka, Y.S., Bounds on Two-Phase Flow: Part I Fractional Pressure Gradient in Circular Tubes, *Proceedings of International Mechanical Engineering Congress and Exposition*, Orlando, FL (DVD), 2005

[4] : Bouarab. Samir <<Simulation numérique des écoulements diphasiques à l'aide de schémas hybrides de capture et de suivi d'interfaces>> mémoire magister université M'hamed bougaraboumerdes 2001

[5]. Incropera, F. P. and Dewitt, D. P. <<Fundamental of heat and mass transfer>> Fourth Edition (1996).

[6]. CHRISTOF CONAN <<étude expérimentale et modélisation des écoulements en conduite horizontale>> mémoire doctorat de l'institut national polytechnique de Toulouse

[7]. Chisholm, D., A Theoretical Basis for the Lockhart-Martinelli Correlation for Two-Phase Flow, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 10, pp. 1767- 1778, 196

[8]. J. M. Mandhane, G. A. Gregory, and K. Aziz. A flow pattern map for gas-liquid flow in horizontal pipes. *Int. J. Multiphase Flow*, pages 537-553, 1974

[9]. Seyedeh Sara MADANI Contributions expérimentales sur la dynamique de bulles de Taylor. Thèse de doctorat, INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE