

4/99  
République Algérienne Démocratique et Populaire  
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Ecole Nationale Polytechnique

*Département Génie hydraulique.*



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
Ecole Nationale Polytechnique

## *Projet de fin d'études*

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

*Thème*

**Etude Théorique Et Pratique D'un Ecoulement Diphasique**

Etudié par :

*Mr: Ben talha .C  
Mr: Bouzemplal .B*

Proposé et dirigé par :

*Mr: Messahli .R*

*Promotion : juin 99*

*E.N.P.10, Avenue Hassen-Badi, EL-HARRACH, ALGER.*



## *Dédicaces*

*Je dédie ce modeste travail :*

*A ma très chère mère.*

*A mon très cher père.*

*A mes frères et sœurs.*

*A toute ma grande famille.*

*A tous mes amis. (Rabab, Abdellab(m), Halim, Rachid, yocef, sid  
Ahmed, Boukbari...)*

*A tous ceux qui m'aiment.*

*Boualem (Hbb)*





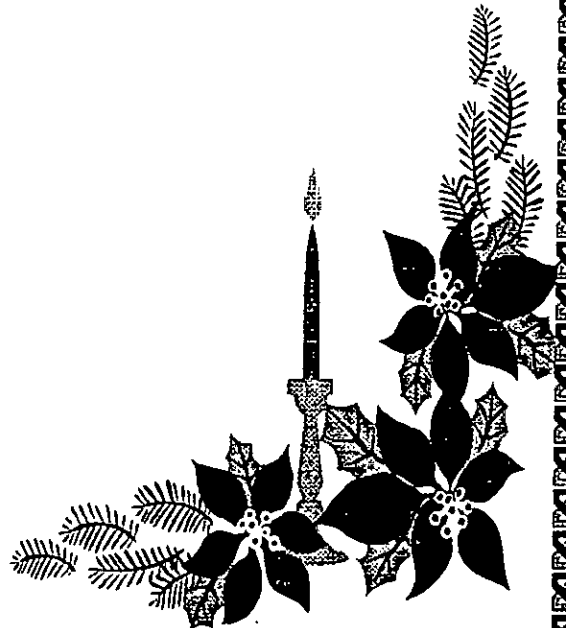
## *Dédicaces*

*Je dédie ce modeste travail :*

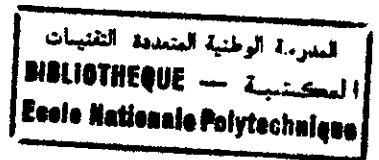
- À ma très chère mère.*
- À mon très cher père.*
- À mes frères et sœurs.*
- À toute ma grande famille.*

- À tous mes amis*
- À tous ceux qui m'aiment.*

*chakib*



## Remerciements



*Nous exprimons notre sincère reconnaissance à monsieur MESSAHLI pour nous avoir inspiré le sujet de notre travail , et de nous avoir guidé et orienté dans notre présente étude avec compétence et bienveillance , qu'il veuille trouver ici l'expression de notre profonde gratitude .*

*Nous sommes très reconnaissant à l'ensemble des enseignants du département hydraulique qui ont contribué à notre formation et en particulier M<sup>elle</sup> le chef de département Ben Mammour*

*Comme nous adressons notre vif remerciement à ceux qui nous ont aidés à élaborer notre étude : surtout ABDELHALIM , ABDELLAHI et ABDERRAHMAN GHRIEB*

دراسة أو وصف الجريان التثايني الأطوار تطرح مشكلا  
ناجا من أنه في معظم الحالات هذا الوصف محدود انطلاقا من التجربة  
والنماذج المصنعة ليست شاملة.

هو موضوع هذه الدراسة هو اذناذ خال قاعدة نظرية عامة لتوقع

الجريان التثايني الأطوار. جهاز ضخ العواجم حادة هي حالة تطبيقية  
لا تستعمل في حالة الجريانات التثاينة الأطوار. اعتمادا على النتائج  
التجريبية والمعادلات النظرية تكون عملية اختيار التصميم للجهاز  
بطريقة أفضل.

Résume :

L'étude et la description des écoulement diphasiques semble poser un problème provenant du fait que ,dans la plus part des cas ,ces descriptions sont déterminées à partir des expériences et que les modèles à adopter ne sont pas universels ,l'objectif de cette étude est donc introduire une base théorique globale pour améliorer la généralité de la prédiction des écoulements diphasiques .

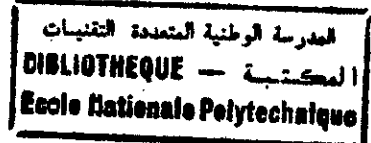
Le système d'air -lift est un cas pratique d'appareil qui fonctionne sur les écoulements diphasiques on trace les différentes caractéristiques énergétiques du système et par une interprétation des résultats graphiques ,nous concevons un dimensionnement optimal de l'air-lift.

Abstract :

The thwo-phase flow study and description is too difficult because these description are determined from specified ewperimental conditions and the usual computing patterns are not universal ,the subject of this study is to introducte a relatively total theoretical basis to improve the two-phase flow predilection .

We draw a varios energetics characteristics of the system and by an physical interpretation of graphics results ,conceve the best and favorable dimension of air-lift .

# Nomenclature



A : Aire de la section droit de la conduite ;	$L^2$
$D_B$ : diamètre de bulle ;	L
D : diamètre intérieur de la conduite ;	L
$E_f$ : épaisseur de film ;	L
$E_{fl}$ : épaisseur de film à gradient de vitesse ;	L
$F_m$ : Nombre de FROUDE moyen ;	
$f_{mL}$ : coefficient de frottement du liquide ;	
$f_{m+g}$ : coefficient de frottement du mélange ;	
G : Glissement ;	$LT^{-1}$
g : Accélération de la pesanteur ;	$LT^{-2}$
H : Hauteur d'élévation ;	L
h : Immersion géométrique ;	L
$L_s$ : Longueur de poche ;	
$P_{wl}$ : Périmètre mouillé par le liquide ;	L
$P_l$ : Périmètre interfacial ;	L
$P_s$ : Pression superficielle ;	$ML^{-1}T^{-2}$
$P_m$ : Pression au niveau du mélangeur ;	$ML^{-1}T^{-1}$
$P_{moy mb}$ : Pression moyenne du mélange correspondant au barbotage ;	$ML^{-1}T^{-1}$
$(dP/dZ)_F$ : Gradient de pression par frottement ;	$ML^{-2}T^{-2}$
$(dP/dZ)_T$ : Gradient de pression par frottement totale ;	$ML^{-2}T^{-2}$
$Q_g$ : Débit gaz ;	$MT^{-1}$
$Q_L$ : Débit liquide ;	$MT^{-1}$



$q$ : Débit spécifique ;

$R_{em}$ : Nombre de REYNOLDS du mélange ;

$R_{el}$ : Nombre de REYNOLDS du liquide ;

$R_g$ : Taux de gaz global ;

$R_L$ : Taux de liquide global ;

$R_{gB}$ : taux de gaz dans les bouchons ;

$R_{LP}$ : taux de gaz dans les poches ;

$R_{gt}$ : taux de gaz dans les à la transition ;

$R_{Ls}$ : taux de gaz dans la phase dispersée ;

$t$ : temps ;

$U_g$ : vitesse du gaz ;

$LT^{-1}$

$U_L$ : vitesse du liquide ;

$LT^{-1}$

$U_{gs}$ : vitesse superficielle du gaz ;

$LT^{-1}$

$U_m$ : vitesse moyenne ;

$LT^{-1}$

$U_{ls}$ : vitesse superficielle du liquide ;

$LT^{-1}$

$U_1^*$ : vitesse de frottement interfacial ;

$LT^{-1}$

$U_w^*$ : vitesse de frottement pariétal ;

$LT^{-1}$

$V_g$ : vitesse réelle du gaz ;

$LT^{-1}$

$V_l$ : vitesse réelle du liquide ;

$\alpha$ : Immersion relative de l'air-lift ;

$\alpha_d$ : taux de zone dans la phase dispersée ;

$\delta$ : épaisseur du film liquide entourant une poche ;

L

$\lambda$ : coefficient de perte de charge ;

$\lambda_l$ : taux d'injection du liquide ;

$\mu$ : viscosité dynamique ;

$\nu$ : Viscosité cinématique ;

$\rho_g$ : Masse volumique du gaz ;

$ML^{-3}$

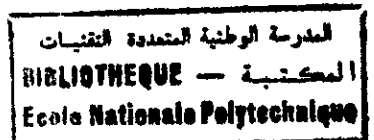
$\rho_L$ : Masse volumique du liquide ;	المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات BIBLIOTHEQUE — المكتبة Ecole Nationale Polytechnique	$ML^{-3}$
$\rho_m$ : Masse volumique du mélange ;		$ML^{-3}$
$\rho_a$ : Masse volumique d'air ;		$ML^{-3}$
$\Delta\rho$ : Différence des masses volumétrique ;		$ML^{-3}$
$\eta$ : Rendement l'air-lift ;		(%)
$\Psi$ : Coefficient de résistance hydraulique ;		
$\sigma$ : Tension superficielle ;		$MT^{-2}$
$\tau_l$ : Cisaillement interfacial ;		$ML^2T^{-2}$
$\tau_{wL}$ : Cisaillement pariétal du liquide ;	$ML^2T^{-2}$	
$\tau_{wl+g}$ : Cisaillement pariétal du mélange ;	$ML^2T^{-2}$	

### les mots clé

1. Ecoulement diphasique.
2. Régime d'écoulement.
3. Bulles et poches.
4. Annulaire.
5. Taux de gaz.
6. Gradient de pression.
7. Modélisation.
8. Distribution spatio-temporelle.



# Sommaire



Introduction Générale.....	1
<b>Chapitre I : Généralités sur les écoulements diphasiques</b>	
I-1 : Généralités .....	4
I-2 : Configuration d'écoulement.....	6
I-3 : Critère de transition .....	7
I-4 : Les modèles cinématique imposée.....	11
I-4-1 : Modèle homogène.....	11
I-4-2 : Modèle de BANKOFF.....	12
I-4-3 : Modèle de WALLIS.....	14
I-4-4 : Modèle de ZUBER et FINDLAY.....	16
<b>Chapitre II :Caractéristique de l'écoulement diphasique</b>	
II-1 : Equation de conservation de masse .....	19
II-2 : Equation de conservation de quantité de mouvement.....	20
II-3 : Relations constitutive.....	22
II-3-1 : Glissement.....	22
II-3-2 : Taux de gaz global.....	24
II-4 : Gradient de pression par frottement.....	27
II-4-1 : Cas d'écoulement à bulle.....	27
II-4-2 : Cas d'écoulement a bulle- poche.....	28
<b>Chapitre III :Modèle d'air- lift</b>	
III-1 :Principe de fonctionnement et dépendance générale.....	32.
III-2 : Les caractéristiques énergétiques de l'air- lift.....	36
III-3 :Les coefficients sans dimensions de l'air- lift.....	39
III-4 :Débit d'air comprimé.....	41
III-5 : Interprétation des résultats.....	42
III-5-1 : Courbes de débit $Q_l = f(Q_a)$ .....	42
III-5-2 : Courbes de débit $Q = f(\alpha)$ .....	42

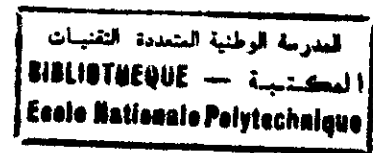
III-5-3 : Courbes de rendement $\eta = f(Q_a)$ .....	43
III-5-4 : Courbes de résistance $aa' =$ .....	43
III-6 : Conduite télescopique .....	44
III-6-1 : Méthode de calcul .....	44
III-7 : Conduite mathématique .....	47
III-8 : Comparaison les différents courbes .....	47
III-9 : Développement par tronçon .....	49
III-9-1 : Méthode de calcul .....	49
<b>Chapitre IV : Optimisation et dimensionnement de l'air- lift.</b>	
IV-1 : Introduction .....	65
IV-2 : Les principaux éléments constructifs de l'installation .....	65
IV-2-1 : Le séparateur .....	66
IV-2-2 : Le mélangeur .....	66
IV-2-3 : Le compresseur .....	67
IV-3 : Forme géométrique de la conduit .....	67
IV-4 : Choix de rapport d'immersion .....	68
IV-5 : Quelques tableaux de calcul .....	68
IV-6 : Proposition de modèle .....	72
<b>Chapitre V modèle cellulaire</b>	
V : Modèle cellulaire .....	74
V-1 Le régime à poche et à bouchons .....	74
V-2 Base de la modélisation .....	75
V-2-1 Notion de cellule moyenne .....	75
V-2-2 Opérations de moyennes .....	76
V-3 Lois de fermetures .....	77
V-3-1 Dans la zone film poche .....	77
a) Lois de frottement interfacial entre le filme; et la poche .....	78
b) Lois d'entraînement de gaz .....	79

c) Lois de frottement pariétal dans le film.....	81
V-3-2 Dans le bouchon.....	83
a) Lois du glissement du gaz dans le bouchon.....	83
b) Loi de cisaillement pariétal dans le bouchon.....	84
V-4 Principe de calcul des grandeurs du modèle.....	85

**Conclusion**

**Bibleographie**

# INTRODUCTION



## INTRODUCTION :

Les écoulements diphasiques gaz- liquide sont depuis longtemps un pôle de réflexion pour d'importants secteurs d'activités tels que le génie chimique, le génie nucléaire, le génie chimique, il s'agit de déterminer les meilleures conditions d'échange de masse entre phase, pour le génie nucléaire d'assurer la sécurité et le fonctionnement d'un réacteur lors d'une surchauffe accidentelle, pour le génie de l'environnement la compréhension des échanges entre océan et air, pour l'hydraulique ils affectent aux systèmes de pompage tel que le système (d'air- lift) alors que pour la production pétrolière surtout en mer, en recueille en surface la production du chacun de gisement on fait la séparation et la récompression des phases liquide et gazeuse, chacune de ces phases est transportée par une conduite, une solution économique serait d'avoir une conduite unique de transport.

Cet écoulement se distingue par la présence de deux phases (ou constituants) de propriétés physiques différentes qui s'écoulent dans une conduite.

La configuration est définie par un ensemble des paramètres qui décrivent la forme de chacune des phases représente un régime d'écoulement dans l'écoulement diphasique.

Comme pour l'écoulement monophasique répartie en trois régimes à savoir laminaire, transitoire et turbulent, l'écoulement diphasique peut être classé en quatre configurations de base à savoir :

- ❖ Ecoulement diphasique :
  - 1-écoulement à bulles
  - 2-écoulement à bouchon
  - 3- écoulements à écume
  - 4- écoulements annulaires

celles-ci sont obtenues à partir des expériences faites par plusieurs chercheurs dans ce domaine en peut citer « ROUMY ,WALLIS,TAITEL et AL...etc. »

Il est à noter que les conditions (diamètre de la conduite, la gamme de pression, la nature des fluides... etc) sont très variées. Ces résultats sont reportés.

Ces résultats sont reportés sur des cartes avec un choix des coordonnées des axes dépendant des mécanismes de transition entre les configurations, elle constitue une base (comme le diagramme de COOLBROK WHITE qui donne  $f(Re, \lambda, \varepsilon/D)=0$ ) de classification par configuration

Transition est le passage d'une configuration à une autre. Celle-ci elle est régit principalement par la phénomène de coalescence. Il joue un rôle déterminant dans l'évolution de la structure géométrique de l'écoulement. Elle est aussi à l'origine de la variation des différents facteurs de l'écoulement diphasique (débit, pression et taux de l'air)

Le caractère le plus remarquable des écoulements diphasique à deux fluides est certainement l'aptitude des interfaces à s'organiser sous l'influence des différentes forces en présence (les forces de tension interfaciale, de viscosité, d'inertie et pesanteur). Selon les propriétés physiques des fluides, la géométrie de l'écoulement et les conditions imposées aux limites, cette organisation peut conduire dans les situations les plus simples :

1. A la séparation des phases ; l'interface est alors continue et les deux domaines d'écoulement simplement connexe : c'est le cas de l'écoulement stratifiés lisses ou à vagues ;
2. A la dispersion d'une des phases dans l'autre ; les deux domaines d'écoulement sont multiples connexes : le cas des écoulements à bulles ou à gouttes

Cependant, leur description précise et la prédiction des régimes d'écoulement qui peuvent se produire lors d'un écoulement diphasique dans une conduite cylindrique verticale est très difficile, car ils présentent une géométrie d'interfaces variées selon les conditions de l'écoulement et la nature de fluides mis en jeu.

Une première tentative d'approche de cet écoulement est faite sur la description géométrique des configurations d'écoulements.

« FITREMANN » cf. (2) proposa dans ce contexte une étude basé sur la combinaison de deux configurations a bulles et poche qui interviennent dans la description des configurations intermédiaires par un taux des bulles ou des poches

Ceci peut décrire qualitativement, dans une certaine mesure l'écoulement.

Une deuxième approche consiste en la modélisation mathématique de cet écoulement qui relève d'abord d'un processus de modélisation physique impliquent un certain nombre d'hypothèse simplificatrice.

Les modes proposent jusqu'à nos jours ne sont pas aussi performants car leur établissement se fait par simplification de la réalité physique des phénomènes qui régissent l'écoulement.

Le problème réside donc, dans la prédiction de cette réalité physique et sa prise en compte dans les équations théoriques.

Cependant, toute imposition de lois de comportement conditionne la solution du problème, ce qui est inhérent dans beaucoup de cas complexe d'écoulement diphasiques.

En fait, il s'agit de multiplier les essais, autant que possible, afin d'arriver à une modélisation assez représentative des écoulements réels.

Il est donc clair que toute approche un écoulement diphasique doit passer par une modélisation de l'interface, c'est à dire, celle qui prend en compte les interactions physiques et les paramètres de chaque phase dans une configuration donnée.

Il est important de signaler que le modèle de physique est un modèle homogène. Les différents détails concernant le mélange diphasique sont introduit par un système de corrélation.

Air- lift est un cas pratique d'un appareil qui fonctionne sur la base d'un écoulement deux phases

## Chapitre I

# Généralité sur les écoulements diphasiques



## I. Généralités :

Les écoulements diphasiques sont des écoulements simultanés de deux fluides de propriétés physiques différentes. On les appelle également écoulement à deux constituants lorsqu'ils ne dérivent pas d'une même substance chimique tels que l'air et l'eau.

Cet écoulement a des aspects géométriques d'interfaces variées selon les conditions d'écoulement des deux fluides.

Leurs propriétés évoluent en fonction des conditions de température et de pression; Ils présentent par conséquent, une situation d'écoulement variable caractérisée par des mécanismes physiques évolutifs dans le temps et dans l'espace.

De ce fait, ils sont classés le plus souvent comme des écoulements instable; qui dépendent, en grande partie, de la source qui leur donne naissance.

En l'absence des effets de température, et plus particulièrement pour l'écoulement à deux fluides non miscibles tels que l'air et l'eau, ils dépendent principalement de la variation de pression et aussi pression d'extrémités de la conduite

La répartition géométrique de la phase la moins présente est assez caractéristique de la structure de l'écoulement. Ainsi le volume d'air injecté dans une conduite d'eau, se divise en petits volumes de tailles et de formes différentes. La distribution géométrique de ces derniers confère au mélange des structures variées qu'on appelle « configurations ».

La description précise de ces configurations et de leur domaine d'existence est difficile, mais nécessaire pour la prévision et le calcul des écoulements. Cependant, leur étude serait beaucoup plus abordable, si les différentes configurations sont pratiquement définies.

La variété de ces configurations, témoigne que l'écoulement est régi par différents mécanismes physiques. Comme pour les écoulements monophasiques dans une conduite, ces configurations peuvent représenter différents régimes d'écoulement diphasiques. A cela s'ajoute la distinction entre les des écoulements cocourant ou contre-courant.

Par des observations expérimentales faites dans ce domaine, bien que ces structures ne se prêtent pas en général à une classification de configurations établie à base d'analyse géométrique de l'écoulement, on retrouve ainsi :

- WALLIS « 1969 » cf.(22) distingue, parmi les configurations observées dans une conduite d'évaporateur vertical, la configuration à bulles, bouchon -poche , annulaire , à gouttes: bouchon - annulaire, gouttes-annulaires.

- T. OCHINOWO ET CHARLES « 1975 » cf.(12 ) ont réparti la configuration de l'écoulement descendant dans une conduite verticale en six catégories, à savoir : bulles , bouchons, churn, film tombant à bulles, chaotique annulaire .

- M. BONNIN ET FITREMANN « 1978 » cf. (2) utilisent une méthode combinatoire pour décrire les diverses configurations à partir une géométrie réelle de l'écoulement considéré ; ils proposent ainsi : écoulement à bouchon dispersé, bulles, poche, chaotique, bouchons et les écoulements annulaires (annulaire, annulaire dispersé, annulaire avec bulles , annulaire dispersé avec bulles brouillard)

- ROUMY « 1969 » cf.( 5 ) distingue les configurations suivantes : écoulement à bulles , bulles condensées, bouchons, semi-annulaire et annulaire.

- TAITEL et AL « 1980 » cf.(5) définit quatre configurations de base à savoir : écoulement à bulles , bouchons-poches, écume(churn flow) et annulaire.

Les auteurs qui ont suivi ont adopté en général la classification à TAITEL et AL dont clark N.N (1985).

Il a noter que cette classification est obtenue dans les cas d'un écoulement ascendant dans une conduite verticale . ces configurations sont schématisées comme suit :

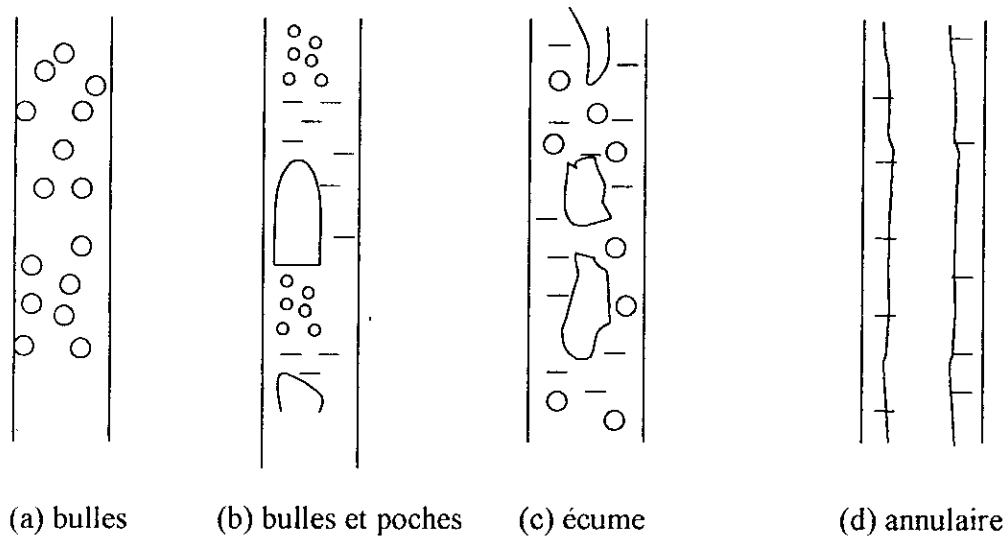


Fig.(1-1) : Configurations d'écoulements diphasiques dans une conduite verticale

### I-1 Les configurations d'écoulement :

L'écoulement à bulles est certainement le plus connu des néophytes bien qu'à grande vitesse son aspect laiteux le rende difficile à reconnaître. ROUMY(1969) distingue deux régimes d'écoulement à bulles. Dans le régime à bulles indépendantes les bulles sont espacées et leurs interactions sont faibles tandis que dans le régime à bulles agglomérées les bulles forment un réseau très serré et leurs interactions sont forts.

L'écoulement à bouchons est constitué d'une succession de bouchons de gaz dont l'avant est arrondi et l'arrière plat. Chaque bouchon contient souvent de nombreuses bulles et le film liquide entourant une poche de gaz un mouvement descendant par rapport à la paroi de la conduite.

Lorsque le débit de liquide restant constant, le débit de gaz augment, les poches de gaz s'allongent et se fractionnent de façon désordonnée. L'écoulement tend vers un écoulement annulaire sans l'atteindre complètement.

C'est un écoulement agité, de transition, appelé semi-annulaire. L'écoulement annulaire dispersé est caractérisé par un noyau central de gaz chargé en gouttelettes et

s'écoulant à une vitesse beaucoup plus élevée que le film liquide plaque à la paroi. Les gouttelettes sont arrachées de la crête des vagues qui se propagent à la surface du film liquide et peuvent se redéposer sur celui-ci.

L'estimation de la configuration de l'écoulement de deux fluides qui parcourent une conduite verticale se fait à l'aide de diagrammes dont les coordonnées sont généralement des fonctions des débits de chacune des phases, du diamètre de la conduite et de certaines propriétés physiques des fluides (Delhaye et Al. ,1981). Jusqu'à présent ces cartes d'écoulements étaient construites à partir d'un classement de données expérimentales et toutes les transitions entre types d'écoulement étaient représentées par un ensemble de courbes sur un même diagramme. Cependant une étude récente (Taitel et Dukler, 1980) montre que chacune de ces transitions s'explique par des mécanismes différents, ce qui implique un diagramme distinct pour chaque transition.

## **I-2 Critère de transitions :**

La notion de transition qui varie selon les critères utilisés est de première importance, si sa prédiction s'avère être rigoureuse et relativement précise. L'établissement de carte universelle décrite le mécanisme de passage d'un régime d'écoulement à un autre a de fait l'objet de plusieurs recherches.

Il est nécessaire de comprendre et de décrire quelques cas de ces transitions l'ordre vu l'importance que porte cette notion dans la description du passage d'un régime à un autre.

Les auteurs donnent plusieurs interprétations au mécanisme de transition, recueillies à base de résultats expérimentaux et corrélés par des relations empirique qui sont toutefois proches de la réalité du phénomène.

### **I-2-1 TAITEL, BARNEA et DUCKLER(1958) :**

#### **I-2-1-1 Transition bulles-poches :**

Ces auteurs déterminent deux zones d'écoulement à bulles :

- A faible débit liquide, la transition bulles-poches se fait alors par coalescence à  $R_{gr}=25\%$ .

Le critère s'écrit ainsi selon HARMATHY cf.(18) comme suit :

$$U_{ls} = 3 \times U_{gs} - 1.15 \left[ \frac{g \times \Delta \rho \times \sigma}{\rho_l} \right]^{1/4} \quad (1-1)$$

□ A débit liquide important, le caractère turbulent du liquide détruit les bulles-(HINZE 1955) a interprété le phénomène en proposant la relation suivante :

$$U_{ls} + U_{gs} = 4 \times \left[ \frac{D^{0.429} \times \left( \frac{\sigma}{\rho_l} \right)^{0.089}}{\nu_l^{0.072}} \times \left( \frac{g \times \Delta \rho}{\rho_l} \right)^{0.446} \right] \quad (1-2)$$

Cette transition demeure valable tant que  $R_g$  reste inférieur au taux de tassement des bulles qui est égal à 52%

### I-2-1-2 Transition poche –écume :

L'écoulement écume (churn) constitue un stade avancé de l'écoulement à bulles et à poches et se caractérise par la présence de grosses bulles de gaz, instables et de formes quelconques.

Le film fin autour de la bulle pénètre dans le liquide et crée une agitation en aérant et désintégrant celui-ci.

Ceci nous amènera à observer des oscillations de filet liquide, oscillation qui sont la caractéristique d'identification de l'écoulement écume .La transition vers cet écoulement est traduit par la relation suivant :

$$\frac{LE}{D} = 40.6 \times \left[ \frac{U_m}{\sqrt{g \times D}} + 0.22 \right] \quad U_m = U_{gs} + U_{ls} \quad (1-3)$$

Ceci montre que  $[LE/D]$  longueur adimensionnelle d'entrée à l'écoulement écume dépend d'un seul paramètre  $\frac{U_m}{\sqrt{g \times D}}$ .

### I-2-1-3 Transition vers l'écoulement annulaire :

Pour des débits élevés de gaz, l'écoulement devient annulaire. Cette transition à l'écoulement annulaire est introduite par le critère de TURNER selon lequel l'écoulement du film liquide est stable si le débit de gaz est suffisant pour lifter les gouttes de liquide.

La relation traduisant ce phénomène est donné par :

$$U_{gs} \times \frac{\rho \times g^{1/2}}{(\rho \times g \times \Delta\rho)^{1/4}} = 3.1 \quad \forall U_{ls} \quad (1-4)$$

Cette relation montre que cette transition à l'écoulement annulaire est indépendante du débit liquide et du diamètre de la conduite.

### I-2-2 GRIFFITH et WALLIS (1961) cf.(13):

Les deux auteurs s'inspirant des travaux de KOZLOV(1952), utilisent des grandeurs adimensionnelles, à savoir :

$$N_m = \frac{\left[ \frac{Q_g + Q_l}{A} \right]^2}{g \times D} \quad (1-5)$$

$$E = \frac{Q_g}{Q_g + Q_l} \quad (1-6)$$

la transition bulle-poche est définie par la condition :

$$E < L \quad \text{avec} \quad L \geq 0.13$$

$$\text{Et} \quad L = 1.071 - \frac{0.2218}{D} \times \left[ \frac{Q_g + Q_l}{A} \right]^2 \quad (1-7)$$

### I-2-3 GOVIER et AZZIZ (1972)

Ces auteurs envisagent comme mécanisme de transition bulle-poche, le phénomène de coalescence, et pour la transition poche-écume une instabilité du film .

Les critères utilisés sont basés aussi sur des nombres adimensionnels, à savoir :

$$Y = \left[ \frac{\rho_l \times \sigma_{wa}}{\rho_w \times \sigma} \right]^{1/4} \quad X = \left[ \frac{\rho_g}{\rho_l} \right]^{1/3} \times Y \quad (1-8)$$

les indices w et a sont relatifs à l'eau dans les conditions standards les critères de transition sont donc :

1. Bulle-poche  $Y \times U_{ls} = 0.01 \times (1.96 \times X \times U_{gs})^{5.81} \quad (1-9)$

2. Poche-écume  $Y \times U_{ls} = 0.263(X \times U_{gs} - 8.61) \quad \text{Si } Y \times U_{ls} \leq 4 \quad (1-10)$

3. Ecume-annulaire  $Y \times U_{ls} = 0.01 \left( \frac{X \times U_{gs}}{70} \right)^{-6.58} \quad \text{Si } Y \times U_{ls} \leq 4 \quad (1-11)$

**I-3 Les modèles cinématique imposée :**

Le terme modèle désigne un système d'équations décrivant un schéma de l'écoulement réel.

Considérons par exemple un écoulement à bulle dans une conduite verticale. Comme tout écoulement, celui-ci n'est pas tout à fait axisymétrique. En outre il existe un certain glissement des bulles par rapport au liquide du à leur flottabilité.

Le choix d'un schéma de l'écoulement revient à s'imposer des propriétés géométrique (axisymétrique, forme cylindrique de l'interface en écoulement annulaire) , des propriétés cinématique (absence de glissement local entre les phases ) ou des propriétés thermiques (condition de saturation pour l'une des phases ou pour les deux). Ces deux derniers groupes de propriétés traduisent les déséquilibres cinématique ou thermiques des phases.

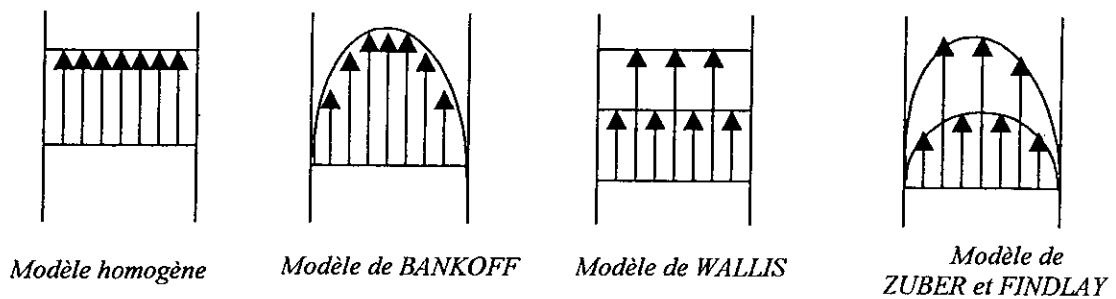


Fig.(1-5) : Modèle cinématique imposé

### I-3-1 Modèles à schéma cinématique imposé :

La figure ( 1-5) représente quatre schémas d'écoulement à cinématique imposée. Le schéma monodimensionnel sans glissement local est le plus simple et correspond à ce qu'on appelle souvent le modèle homogène. Ce schéma peut être amélioré de deux façons : soit en prenant un profil de vitesse incurvé « schéma bidimensionnel sans glissement local ou schéma de BANKOFF », soit en introduisant une différence de vitesse entre les phases « schéma monodimensionnel avec glissement local ou schéma de WALLIS ». La combinaison de ces deux améliorations conduit au schéma bidimensionnel avec glissement ou schéma de ZUBER et FINDLAY.

#### I-3-1-1 Schéma monodimensionnel sans glissement local :

Soit  $\overline{W}_G^x$  et  $\overline{W}_L^x$  les vitesses locales du gaz et du liquide moyennes sur les temps de présence respectifs de ces phases. L'hypothèse s'écrit :

$$\overline{W}_G^x \equiv \overline{W}_L^x \quad \text{constante sur une section droite} \quad (1-12)$$

le débit volumique de gaz moyenne dans le temps s'écrit :

$$\overline{Q}_G = \int_{a_G} \overline{W}_G da = a \overline{R}_G \langle W_G \rangle \quad (1-13)$$

Ou  $a_G$  l'air occupée par le gaz à un instant donné,  $a$  l'air de la section droite de la conduite,  $\langle W_G \rangle$  la moyenne instantanée de la vitesse du gaz sur  $a_G$  et  $R_G$  le taux de présence spatial instantané défini par l'équation :

$$R_G = \frac{a_G}{a} \quad (1-14)$$

(VERNIER et DELHAYE ,1968) ont proposé :

$$\overline{R}_G \langle W_G \rangle \equiv \langle \alpha_G \overline{W}_G^x \rangle \quad (1-15)$$

Ou  $\langle \text{---} \rangle$  désigne une moyenne sur la section droite de la conduite et  $\alpha_G$  le taux de présence local défini par :



$$\alpha_G = \frac{T_G}{T} \quad (1-16)$$

$T_G$  étant le temps de présence du gaz pendant un intervalle de temps  $T$ . L'identité (1-16) permet d'écrire l'équation (1-12) sous la forme :

$$\overline{Q_G} = a \langle \alpha_G \overline{W_G}^x \rangle \quad (1-17)$$

ou compte tenu de l'hypothèse cinématique (1-12)

$$\overline{Q_G} = a \langle \alpha_G \rangle \overline{W_G}^x \quad (1-18)$$

Et vu l'identité (VERNIER et DELHAYE, 1968) :

$$\langle \alpha_G \rangle \equiv \overline{R_G} \quad (1-19)$$

On déduit alors :

$$\overline{Q_G} = a \times \overline{R_G} \times \overline{W_G}^x \quad (1-20)$$

de même, le débit volumique du liquide s'exprime par la relation :

$$\overline{Q_L} = a \times (1 - \overline{R_G}) \times \overline{W_L}^x \quad (1-21)$$

En vertu de l'hypothèse cinématique (1-12) et de la définition du titre volumique  $\beta$  :

$$\beta = \frac{\overline{Q_G}}{\overline{Q_G} + \overline{Q_L}} \quad (1-22)$$

Nous obtenons finalement :

$$\overline{R_G} = \beta \quad (1-23)$$

### I-3-1-2 Schéma bidimensionnel sans glissement local, modèle de BANKOFF(1960) :

L'auteur suppose que localement la vitesse moyenne du gaz est égale à la vitesse moyenne du liquide et que la distributions radiales de la vitesse et du taux de présence sont données par les expressions suivantes :

$$\overline{W_G}^x \equiv \overline{W_L}^x = \left( \frac{y}{R} \right)^m \overline{W_C}^x \quad (1-24)$$

$\overline{W}_C^x$  : vitesse sur l'axe

$$\alpha_G = \left( \frac{y}{R} \right)^n \quad (1-25)$$

dans lesquelles  $y$  désigne la distance à la paroi,  $R$  le rayon de la conduite,  $m$  et  $n$  des constantes positives. Un calcul analogue à celui effectué au paragraphe précédent permet d'aboutir au résultat suivant :

$$\overline{R}_G = K \times \beta \quad (1-26)$$

ou  $K$  est un paramètre de distribution, appelé paramètre d'ARMAND. Il est donné par l'expression ci-dessous :

$$K = \frac{2 \times (m+n+mn) \times (m+n+2mn)}{(n+1) \times (2n+1) \times (m+1) \times (2m+1)} \quad (1-28)$$

et varie de 0.6 à 1 quand  $m$  et  $n$  varient respectivement de (2 à 7), BANKOFF(1960) a proposé de prendre :

$$K = 0.71 + 0.00145p \quad (p \text{ en bar}) \quad (1-29)$$

### I-3-1-3 Schéma monodimensionnel avec glissement local de WALLIS (1963) :

L'auteur suppose que les profils des vitesses et du taux de présence sont plats mais qu'il existe une vitesse relative  $(\overline{W}_G^x - \overline{W}_L^x)$  entre les deux phases. On aboutit ainsi à la relation :

$$\overline{R}_G = \frac{\beta}{1 + \frac{(1 - \overline{R}_G) \times (\overline{W}_G^x - \overline{W}_L^x)}{J}} \quad (1-30)$$

avec :

$$j = \frac{\overline{Q}_G}{a} + \frac{\overline{Q}_L}{a} \quad (1-31)$$

Dans les écoulements à effet de gravité dominants la vitesse relative  $(\overline{W}_G^x - \overline{W}_L^x)$  est fonction du taux de présence  $\overline{R}_G$  et de certaines propriétés physiques des fluides. WALLIS introduit la vitesse locale suivante :

$$j_{GL} = \alpha_G (\overline{W}_G^x - j) \quad (1-32)$$

ou',

$$j = j_G + j_L = \alpha_G \overline{W}_G^x + \alpha_L \overline{W}_L^x \quad (1-33)$$

Compte tenu du caractère monodimensionnel du schéma cinématique proposé par WALLIS, les relations (1-32) et (1-33) conduisent aux relations suivantes :

$$J_{GL} = \langle j_{GL} \rangle = \overline{R}_G (\overline{W}_G^x - J) = \overline{R}_G (1 - \overline{R}_G) \times (\overline{W}_G^x - \overline{W}_L^x) \quad (1-34)$$

$$J_{GL} = (1 - \overline{R}_G^x) J_G - \overline{R}_G J_L \quad (1-35)$$

ou  $J_G$  et  $J_L$  sont les vitesses débitantes définies par :

$$J_G = \frac{\overline{Q}_G}{a} \quad (1-36)$$

$$J_L = \frac{\overline{Q}_L}{a} \quad (1-37)$$

« a » désignant l'air de la section droite de la conduite. La quantité  $J_{GL}$  dépend du taux de présence  $\overline{R}_G$  et des propriétés physiques des fluides. Dans le cas des écoulements à bulles cette dépendance s'écrit,

$$J_{GL} = W_\infty \overline{R}_G (1 - \overline{R}_G)^2 \quad (1-38)$$

ou  $W_\infty$  est la vitesse limite d'ascension d'une bulle en milieu infini.

Le diagramme de WALLIS (Fig1-6) représente les variations de  $J_{GL}$  en fonction de  $\overline{R}_G$ . La relation (1-38) est représentée par une courbe tandis que l'équation (1-35) est représentée par une droite passant par les points de coordonnées  $(\overline{R}_G = 0; J_{GL} = J_G)$  et  $(\overline{R}_G = 1; J_{GL} = -J_L)$ .

En écoulement concourant ascendant  $J_G$  et  $J_L$  sont positifs et la droite (EQ. 1-35) Coupe la courbe (EQ.1-38) en un point unique dont l'abscisse correspond au taux de présence  $\overline{R}_G$  observé dans la conduite. En écoulement contre-courant le gaz a un mouvement ascendant ( $J_G > 0$ ) et le liquide un mouvement descendant ( $J_L < 0$ ).

Si  $|J_L| < |(J_L)_3|$  la droite coupe la courbe en deux points qui correspondent à la présence d'un lit lâche et lit dense dans la même colonne .

Si on augmente le débit de liquide la droite devient tangente à la courbe lorsque

$|J_L| = |(J_L)_3|$  et il y a inversion du débit du gaz et l'écoulement devient cocourant descendant.

### I-3-1-4 Schéma bidimensionnel avec glissement local :

#### Modèle de ZUBER et FINDLAY(1965) :

13

Les auteurs ont introduit une vitesse de dérivé locale  $\overline{W_{Gj}}^x$  définie par la relation :

$$\overline{W_{Gj}}^x = \overline{W_G}^x - J = (1 - \alpha_G) \times (\overline{W_G}^x - \overline{W_L}^x) \quad (1-39)$$

cette équation s'écrit également sous la forme suivante :

$$\alpha_G \overline{W_{Gj}}^x = \alpha_G \overline{W_G}^x - \alpha_G j \quad (1-40)$$

en moyennant cette équation sur la section droite de la conduite on obtient l'équation de ZUBER et FINDLAY.

$$\overline{R_G} = \frac{J_G}{C_0 J + \overline{W_{Gj}} / J} \quad (1-41)$$

Dans cette équation le paramètre de distribution  $C_0$  et la vitesse de dérivée pondérée  $\overline{W_{Gj}}$  sont définies par les relations :

$$C_0 = \frac{\langle \alpha_G j \rangle}{\langle \alpha_G \rangle \langle j \rangle} \quad (1-42)$$

$$\overline{W_{Gj}} = \frac{\langle \alpha_G \overline{W_{Gj}}^x \rangle}{\langle \alpha_G \rangle} \quad (1-43)$$

ou  $\langle \rangle$  désigne la moyenne d'une quantité sur la section droite de la conduite. Les quantités  $C_0$  et  $\overline{W_{Gj}}$  tiennent compte respectivement de la forme des profils de  $\alpha_G$  et  $j$  et de la vitesse relative entre les phases. Leurs valeurs en fonction des différents types d'écoulement et de la pression sont données par ISHII (1977).

La relation (1-41) peut s'écrire en introduisant le titre volumique  $\beta$  :

$$\overline{R_G} = \frac{\beta}{C_0 + \widetilde{W}_{Gf}/J} \quad (1-44)$$

Lorsque les profils des vitesses et du taux de présence sont plats  $C_0 \equiv 1$  et  $\widetilde{W}_{Gf} \equiv J_{GL}/\overline{R_G}$

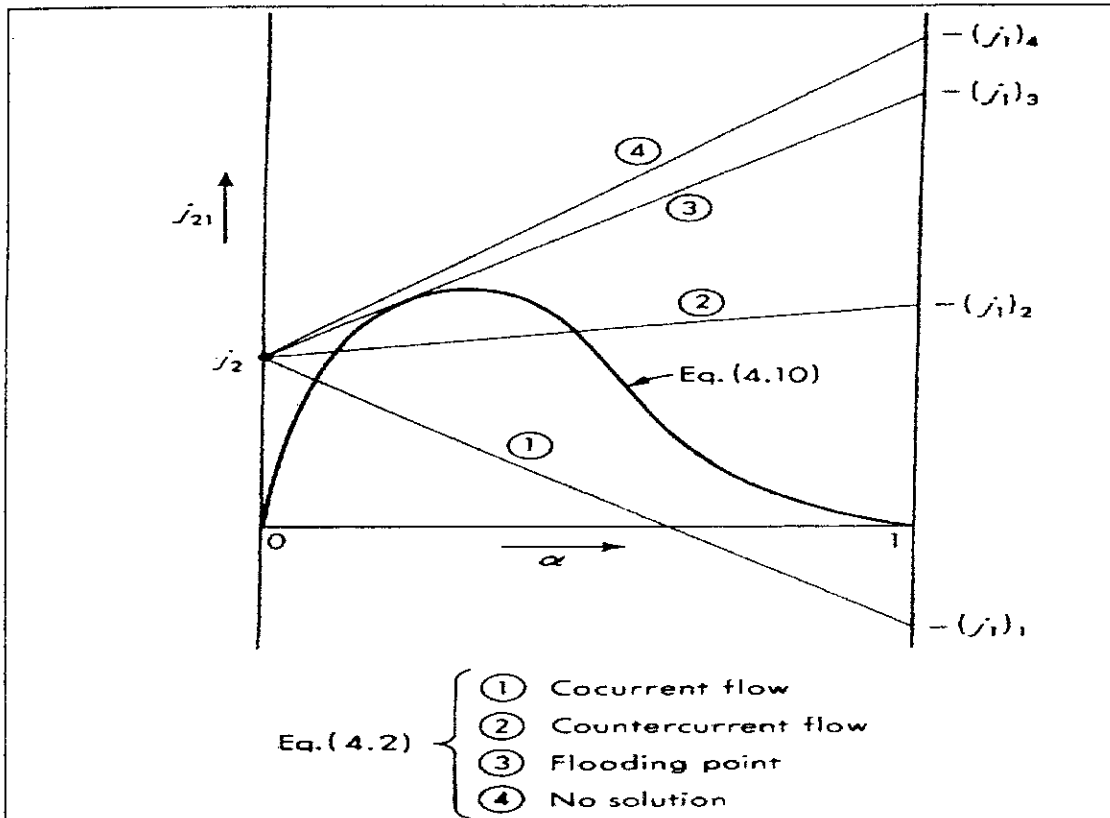
On retrouve alors le modèle de WALLIS (Eq1-31 ). Lorsqu'il n'y a pas de glissement local entre les phases  $\widetilde{W}_{Gf} \equiv 0$  et  $C_0 \equiv 1/K$ . On retrouve alors le modèle de BANKOFF(Eq1-28 )

Enfin lorsque les profils sont plats et qu'il n'y a pas de glissement local. On retrouve le modèle homogène(Eq1-25 ) la relation (1-41) peut encore s'écrire sous la forme :

$$\frac{J_G}{R_G} = C_0 J + \widetilde{W}_{Gf} \quad (1-45)$$

Si  $C_0$  et  $\widetilde{W}_{Gf}$  sont constants pour un régime d'écoulement donné la vitesse moyenne du gaz  $J_G/\overline{R_G}$  est une fonction linéaire de la vitesse apparente du mélange  $J$ .

La figure (1-7) donne un exemple de diagramme de ZUBER et FINDLAY appliqué à l'écoulement à bulles d'un mélange eau-air dans une tuyère convergente-divergente (DELHAYE et JACQUEMIN, 1971).



Graphical solution of Eqs. (4.2) and (4.10).

Fig.1-5 :diagramme de WALLIS pour les écoulements à bulles

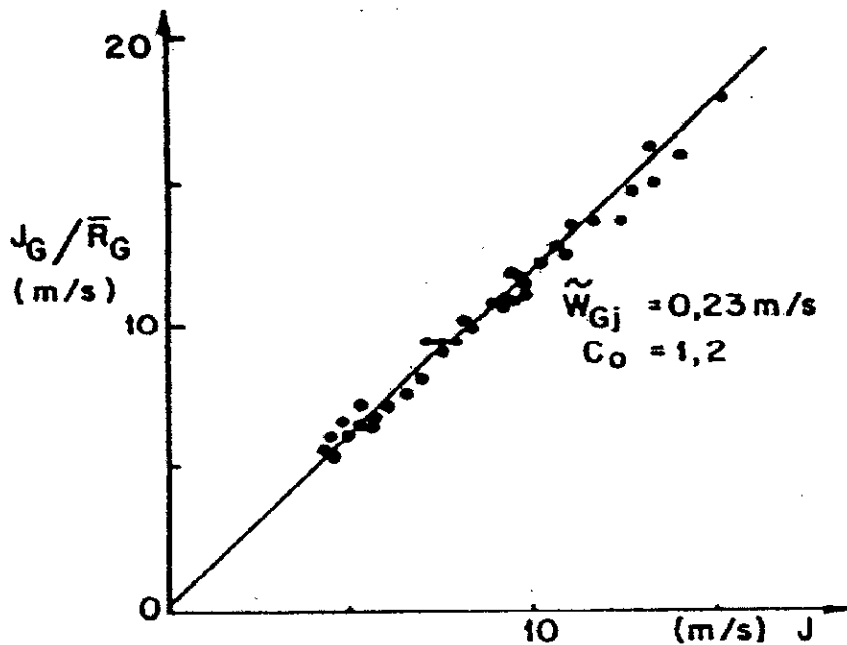


Diagramme de Zuber et Findlay. Ecoulement eau-air à bulles dans une tuyère convergente-divergente.

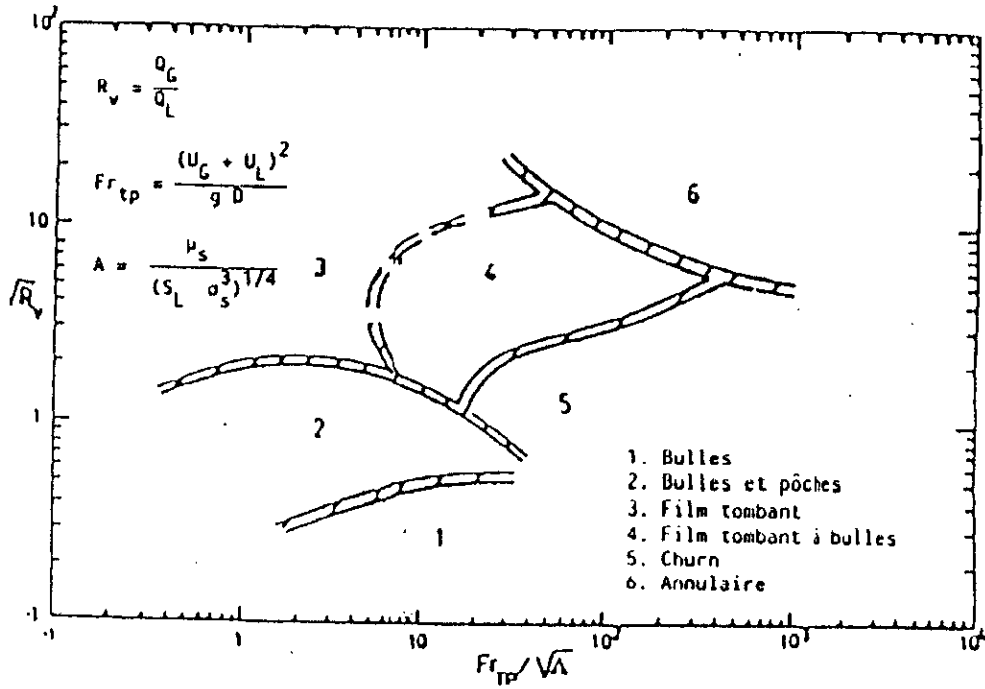
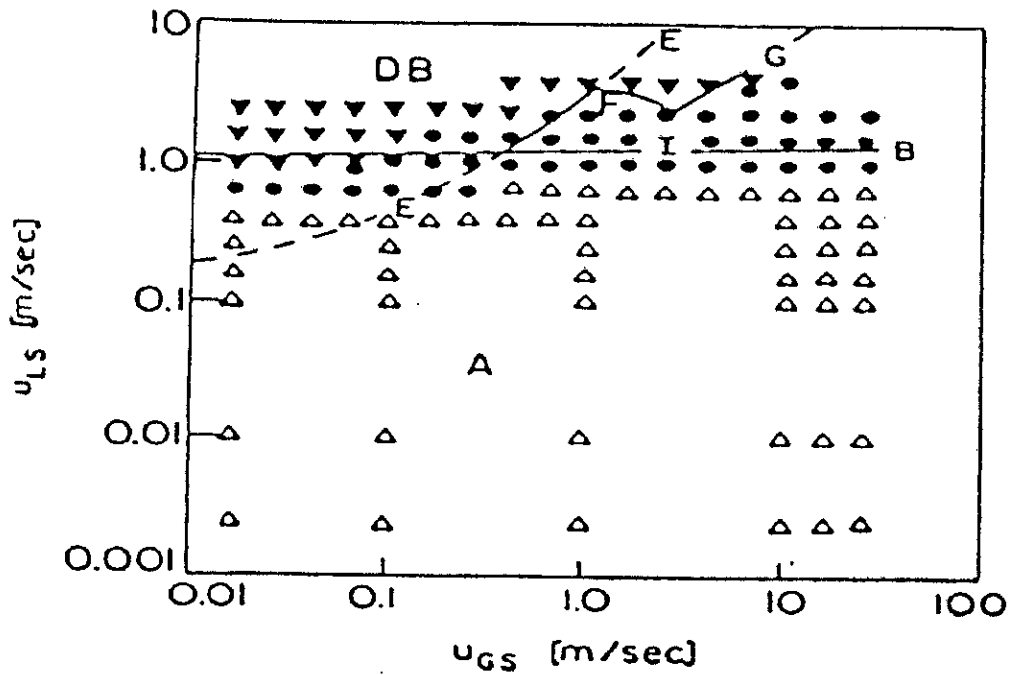


Fig (1-2) : carte d'écoulement proposée par OCHINOWO ET CHARLES



Fig(1-3) : carte d'écoulement proposée par BARNEA et AL

▼ Bulles   ● Bulles et pòches   △ Annulaire

Chapitre II

**CARACTERISTIQUES DE L'ECOULEMENT**



## INTRODUCTION

L'établissement des modèles mathématique a conduit l'écriture des équations de conservations de masse, de quantité de mouvement et d'énergie, décrivant le comportement des phases (gaz, liquide ) en écoulement diphasique.

ISHI développa ces équations pour chaque phase séparément les lois d'interaction entre phases, mais un problème s'est posé, le nombre insuffisant des équations par rapport aux inconnus pour les différentes configurations, alors il est nécessaire de chercher une équation d'appoints ou lois constitutives pour résoudre ce problème.

Jusqu'à nos jours, les recherches faites se sont appuie sur la description de la vitesse relative particulièrement 'WALLIS', et les résultats obtenus sont étroitement liés aux conditions expérimentales faites sur la fluidisation, sédimentation des particules.

### II-1- Equation de conservation de masse :

Dans le cas d'un écoulement isotherme, sans changement de phase le bilan Instantané de masse en moyenne dans la section, s'écrit :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_k R_k) + \frac{\partial}{\partial X_{ki}}(\rho_k R_k V_k) = 0 \quad (2.1)$$

Avec : K : indice de phase. i

i : indice relatif à la direction de l'écoulement.

$$\frac{\partial}{\partial X_i}(\rho_k R_k V_{ki}) = 0 \quad (2.2)$$

$$\sum R_k = 1$$

Dans le cas d'un écoulement vertical le bilan de masse écrit pour chacune des deux phases se présente comme suit :

$$\begin{aligned}\frac{\partial}{\partial Z}(\rho_1 R_1 V_1) &= 0 \\ \frac{\partial}{\partial Z}(\rho_g R_g V_g) &= 0 \\ R_1 + R_g &= 1\end{aligned}\quad (2.3)$$

Soit :

$$\begin{aligned}\rho_1 R_1 V_1 &= \rho_1 \frac{Q_1}{A} = C^{te} \\ \rho_g R_g V_g &= \rho_g \frac{Q_g}{A} = C^{te} \\ R_1 + R_g &= 1\end{aligned}\quad (2.4)$$

Avec :

Z : direction de l'écoulement orientée positivement dans de la gravité.

## II-2- Equation de conservation de la quantité de mouvement :

Pour un écoulement diphasique vertical et permanent les équations sont les suivantes :

$$\begin{aligned}R_1 \left( \frac{dP}{dZ} \right)_L &= \rho_1 R_1 g + \frac{P_1 \cdot \tau_{il}}{A} - \frac{P_{w1} \cdot \tau_{w1}}{A} \\ R_g \left( \frac{dP}{dZ} \right)_g &= \rho_g R_g g + \frac{P_1 \cdot \tau_{ig}}{A} - \frac{P_{wg} \cdot \tau_{wg}}{A}\end{aligned}\quad (2.5)$$

Avec :

$P_1$  : périmètre interfacial.

$P_{wk}$  : périmètre mouillé par la phase K.

$\tau_{wK}$  : cisaillement pariétal de la phase K.

$$\tau_{il} = -\tau_{lg} : \text{cisaillement interfacial} \quad (2.6)$$

on obtient la relation suivante :

$$R_l \left( \frac{dP}{dZ} \right)_l + R_g \left( \frac{dP}{dZ} \right)_g = \rho_l R_l g + \rho_g R_g g - \frac{\tau_{wl} P_{wl}}{A} - \frac{\tau_{wg} P_{wg}}{A} \quad (2.7)$$

Si on suppose que la variation de pression le long de la conduite est la même pour les deux phases :

$$\left( \frac{dP}{dZ} \right)_l = \left( \frac{dP}{dZ} \right)_g \quad (2.8)$$

On aura :

$$\left( \frac{dP}{dZ} \right)_l = g(\rho_l R_l + \rho_g R_g) - \left( \frac{\tau_{wl} P_{wl}}{A} - \frac{\tau_{wg} P_{wg}}{A} \right) \quad (2.9)$$

En faisant l'hypothèse que seul le liquide mouille les parois, le terme de frottement pariétal devient :

$$\left( -\frac{dP}{dZ} \right)_f = \frac{P_{wl} \tau_{wl}}{A} \quad (2.10)$$

Avec :

$$A : \text{section interne de la conduite} = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$P_{al} : \text{périmètre mouillé} = \pi D.$$

Donc :

$$\left( -\frac{dP}{dZ} \right)_f = \frac{4\tau_{wl}}{D} \quad (2.11)$$

Finalement, en regroupant les équations on obtient le système suivant

$$\begin{cases} R_l V_l = U_l = \frac{Q_l}{A} \\ R_g V_g = U_g = \frac{Q_g}{A} \\ R_l + R_g = 1 \\ \left(-\frac{dP}{dZ}\right)_f = \frac{4\tau_w}{D} \end{cases} \quad (2.12)$$

système de quatre équations à six inconnues.

$$\left(-\frac{dP}{dZ}\right)_f, \tau_w, R_l, R_g, \text{ et } V_g.$$

La résolution d'un tel système d'équations nécessite deux relations supplémentaires ou encore relations constitutives.

### II-3- Relations constitutives :

#### II-3.1 Glissement :

Le glissement est un paramètre qui caractérise le mouvement de la phase gaz par rapport à la phase liquide, il se définit en fonction des vitesses liquide et gaz par la relation suivante :

$$G = U_l - U_g \quad (2-13)$$

Pour un écoulement gaz -liquide descendant, traduire que le liquide descend plus vite que le gaz donc :  $G \geq 0$

Alors :

$$R_g \geq \frac{U_g}{U_g + U_l}$$

Le glissement a fait l'objet de plusieurs recherches et dans la littérature, les diverses corrélations proposées s'appuient généralement sur l'analyse dimensionnelle et sur des

résultats empiriques. certains auteurs comme ZUBER et FINDLAY cf.(5), ont proposé la relation suivante :

$$G = \left( \frac{K \sigma g \Delta \rho}{\rho_{L2}} \right)^{0,25} \quad (2.14)$$

La valeur de la constante à été donnée par plusieurs auteurs :

$$LEVICH : \quad K = 1,414$$

$$WALLIS \text{ et } HARMATY \quad K = 1,53$$

D'autres auteurs ont fait directement intervenir le diamètre moyen bulles, leurs corrélations se présentent comme suit :

$$WALLIS \text{ cf}(22) \quad \frac{G}{U_2} = 0,52 \left( \frac{d}{d_2} + 2,14 \frac{d_2}{d} \right)^{1/2} \quad (2.15)$$

$$\text{Avec : } d_2 = (\sigma / \rho g)^{1/2}$$

et

$$U_2 = (\sigma g / \rho)^{1/4}$$

$$M.E.ABOU-EL HASSAN \text{ cf.}(18) : \quad V_t = 0.75 (\log f)^2 \quad (2-16)$$

Avec :

$$V_t = \frac{G d^{2/3} \Delta \rho \rho^{2/3}}{\mu^{1/3} \sigma^{1/3}}$$

et

$$F = \frac{g d^{8/3} \Delta \rho \rho^{2/3}}{\mu^{4/3} \sigma^{1/3}}$$

DAVIES et DUMITRESCU cf.(18) :

$$G = C^\alpha (g.d)^{1/2}$$

$$C^{\alpha} = 0.7 \quad (2.17)$$

Dans le cas d'un écoulement à bulles d'air dans l'eau, toutes ces relations donnent des valeurs de glissement autour de 0.2 – 0.25 m/s. ce qui représente la vitesse ascensionnelle d'une bulle de gaz ( $d = 2-5$  mm) dans un fluide stagnant.

Cependant pour l'écoulement comportant des grosses bulles ou encore des poches, les corrélations suivantes ont été proposées.

*ISHII* cf.(14) :

$$G = 0,35 \left( \frac{(gd\Delta\rho)}{\rho_L} \right)^{1/2} \quad (2.18)$$

*PEEBLES et GARBBER* cf.(16) :

$$G = 1.18 \left( \frac{\sigma g}{\rho_L} \right)^{1/4} \quad (2.19)$$

*DAVIES et TAYLOR, DUMITRESCU et HARMATY* cf.(1) :

$$G = K_1 (g.D)^{1/2} \quad (2-20)$$

$$K_1 = 0.328 - 0.351$$

Il est à noter que cette dernière relation est simple à utiliser mais elle ne fait intervenir aucune propriété physique du couple de fluide.

### II-3.2 Taux de gaz global :

Le taux de gaz représente la fraction de volume occupé par le gaz à tout instant. Il est généralement pris en moyenne sur un tronçon de la conduite. le tronçon de mesure doit être ; d'une part ; suffisamment long afin d'éviter d'éventuelles fluctuations locales, et d'autre part pas trop long pour ne pas négliger les effets de la pression statique.

**a) Détermination du taux de gaz à partir une équation de conservations de masse :**

En supposant que le fluide en questions est incompressible, l'intégration du système (4) donne

$$R_l V_l = U_L$$

$$R_g V_g = U_g \quad (2-21)$$

$$R_l + R_g = 1$$

Si on ajoute la relation définissant le glissement on aura

$$G = V_l - V_g$$

Soit

$$G = \frac{U_L}{1 - R_g} - \frac{U_g}{R_g} \quad \text{d'où}$$

$$R_g = \frac{G - (U_g + U_L) + \sqrt{[U_g + U_L]^2 + 4GU_g}}{2G} \quad (3.22)$$

Pour un système homogène (pas de glissement )

$$R_g = \frac{U_g}{U_g + U_L} = \frac{U_g}{U_g + U_l} \quad (3.23)$$

**b) Détermination du taux de gaz à partir des corrélations empiriques :**

Corrélation de *LOCKART - MARTINELLI* cf.(22):

La relation proposée par ces auteurs consiste à relier le contenu gaz global aux gradients de pression dans la conduite pleine de gaz ou de liquide pour les débits

Respectifs de chaque phase. cette relation se représente comme suit

$$R_g = [1 + X^{0,8}]^{-0,378} \quad (2.24)$$

avec

$$X = \left[ \frac{\left(-\frac{dp}{dZ}\right)_{LS}}{\left(-\frac{dP}{dZ}\right)_{gS}} \right]^{1/2}$$

Corrélation de *BEGGS et BILL* cf.(16):

Ils ont proposé la relation suivante :

$$R_g = 1 - 1,065 \lambda_L^{0,5824} F_M^{-0,0609} \quad (2.25)$$

avec

$$\lambda_L = \frac{U_L}{U_L + U_g} \quad \text{et} \quad F_M = \frac{(U_L + U_g)^2}{gD}$$

corrélation de *HUGMARK* cf.(16)

Cette corrélation se présente comme une relation graphique entre les paramètres suivants

$$K = \frac{R_g}{\lambda_g} \quad \text{Et} \quad Z = \lambda_L^{-1/4} F_M R_{eM}^{1/6} \quad (2.26)$$

avec :

$$\lambda_L = \frac{U_L}{U_L + U_g} \quad \text{et} \quad F_M = \frac{(U_L + U_g)^2}{2D}$$

$$\rho_M = \lambda_L \rho_L + \lambda_g \rho_g \quad \lambda_g = 1 - \lambda_L \quad R_{eM} = \frac{D(U_L + U_g) \rho_M}{\lambda_g \mu_g + \lambda_L \mu_L}$$



## II-4 GRADIENT DE PRESSION PAR FROTTEMENT :

La détermination du gradient de pression par frottement nécessite la définition préalable du régime d'écoulement existant.

### II-4.1 Cas d'écoulement à bulles

#### a) Modèle homogène :

Le modèle homogène se caractérise par un glissement nul, les vitesses gaz et liquide sont alors égaux. Le gradient de pression par frottement s'écrit:

$$\left(-\frac{dP}{dZ}\right)_{fl+g} = \frac{4\tau_w}{D} = \frac{2F_w \rho_M U_M^2}{D} \quad (2.27)$$

avec:

$$\rho_M = (1 - R_g)\rho_L + R_g\rho_g$$

$$U_M = U_L + U_g = U_L / (1 - R_g) \quad \text{et}$$

$$R_{eM} = (\rho_M U_M D / \mu_M)$$

Dans le cas où  $\rho_L \ll \rho_g$ , on suppose que  $f_w$  est le même pour la phase liquide que pour le mélange, on aura :

$$-\left(\frac{dP}{dZ}\right)_{fl+g} = \frac{2F_{wL}\rho_L U_L}{D} \frac{1}{(1 - R_g)} = -\frac{\left(\frac{dP}{dZ}\right)_{fls}}{(1 - R_g)} \quad (2.28)$$

avec :

$$R_g = U_g / (U_g + U_L)$$

$$R_{eL} = \rho_L U_L D / \mu_L \quad \text{formule de BLASIUS}$$

$$F_{wL} = 0,079 R_{eL}^{-0,25}$$

**b) Modèle de glissement :**

Dans ce cas le glissement n'est pas nul et le terme de pression par frottement s'exprime de la même manière que pour le modèle homogène sauf que le taux de gaz global est donné par la relation (22)

**c) Modèle à phase séparé :**

Il s'agit de considérer que chacune des deux phases étudiées circule seule dans un cylindre imaginaire, le  $D_L$  du cylindre correspondant à la phase liquide est tel que :

$$D_L = (1 - R_L)^{1/2}$$

Le gradient de pression par frottement s'écrit alors :

$$-\left(\frac{dP}{dZ}\right)_{fl+g} = \frac{2F_{wL} \rho_L V_L}{D_L}$$

avec :

$$V_L = U_L / (1 - R_g) \quad \text{vitesse réelle du liquide.}$$

$$F_w = 0,079 R_{eM}^{-0,25}$$

Soit :

$$-\left(\frac{dP}{dZ}\right)_{fl+g} = 2F_w \rho_L \frac{U_L^2}{(1 - R_g)^4 D} \quad (2-29)$$

**II-4.2 Cas d'écoulement à bulles et à poches :**

Dans ce type d'écoulement on est ramené à définir le taux de zone de la phase dispersée (bouchon) et de la phase séparée (poche). Il s'écrit comme suit :

$$\alpha_p = \frac{R_g - R_{gB}}{R_{gP} - R_{gB}} \quad (2.30)$$

$\alpha_p$  : taux de zone de la global

$R_{gB}$  :taux de gaz dans les bouchons ;

$R_{gp}$  :taux de gaz dans les poches ;

$$R_{gp}=1-R_{LS} \quad \text{ou} \quad R_{LS}=(\delta / D)$$

$\delta$  :épaisseur du film liquide entourant la poche.

Le cisaillement pariétal s'exprime alors de la manière suivante :

$$\tau_{WL+g} = \alpha_P \tau_{WP} + (1 - \alpha_P) \tau_{WB}$$

$\tau_{WP}$  : cisaillement pariétal dans la zone à phase séparée.

$\tau_{WB}$  : cisaillement pariétal dans la zone à phase dispersée

On a alors :

$$\left(-\frac{dP}{dZ}\right)_{L+g} = \frac{4[(1 - \alpha_P)\tau_{WB} + \alpha_P \tau_{WP}]}{D} \quad (2.31)$$

La détermination du taux de gaz dans les bouchons  $R_{gB}$  à fait l'objet de plusieurs travaux, parmi les corrélations proposées dans la littérature on cite :

*Corrélation de FERSHNEIDER* cf.(16) Elle s'écrit :

$$R_{gB} = \frac{1}{\left[1 + \frac{(U_g + U_L)^2}{\left(\frac{\Delta\rho}{\rho_L} gD\right)} / (A / B)^2\right]^2} \quad (2.32)$$

avec :

$$(A/B) \text{ évalué expérimentalement} = 1.20 ; 1.29$$

Corrélation de GARCIA : fondée sur une banque de données, cette corrélation

$$\text{s'écrit :} \quad R_{gB} = 0,0735 \frac{U_g + U_L}{(gD)^{0,5}} - 0,1705 \quad (2.33)$$

Chapitre III

# **MODELE D'AIR -LIFT**

### III-1 Principe de fonctionnement et les dépendances générales

Le principe de fonctionnement de l'air lift est celui de la pompe dynamique de frottement, le déplacement du mélange (air comprimé, liquide) se produit à cause des différences de puissances que possède l'air comprimé en entrant dans l'air-lift au niveau du mélangeur et en sortant sous forme de mélange par le séparateur.

La puissance nécessaire au fonctionnement de l'air-lift est produite par un compresseur.

Sur la figure ( 3-1) sont montrés les schémas différentes étapes de fonctionnement de l'air-lift .

- 1<sup>er</sup> Etape

Avant la mise en marche du compresseur, le mélangeur se trouve plongé sous une profondeur d'immersion géométrique  $h$ . la pression hydrostatique à l'intérieur du mélangeur est une premier approche statique :

$$P_m = \rho \cdot g \cdot h \quad (3-1)$$

$P_m$ : pression a l'intérieur de mélangeur

$h$  : immersion géométrique.

$\rho$  : masse volumique du liquide.

- 2<sup>eme</sup> étape :

Suite à la mise en marche du compresseur l'eau qui se trouvait dans la conduite d'air pénètre dans le mélangeur provoquant une élévation dans de refoulement d'une

hauteur ( $\Delta h_a$ )

la pression à l'intérieur du mélangeur deviendra :

$$P_{mm} = \rho \cdot g \cdot (h + \Delta h_a) \quad (3-2)$$

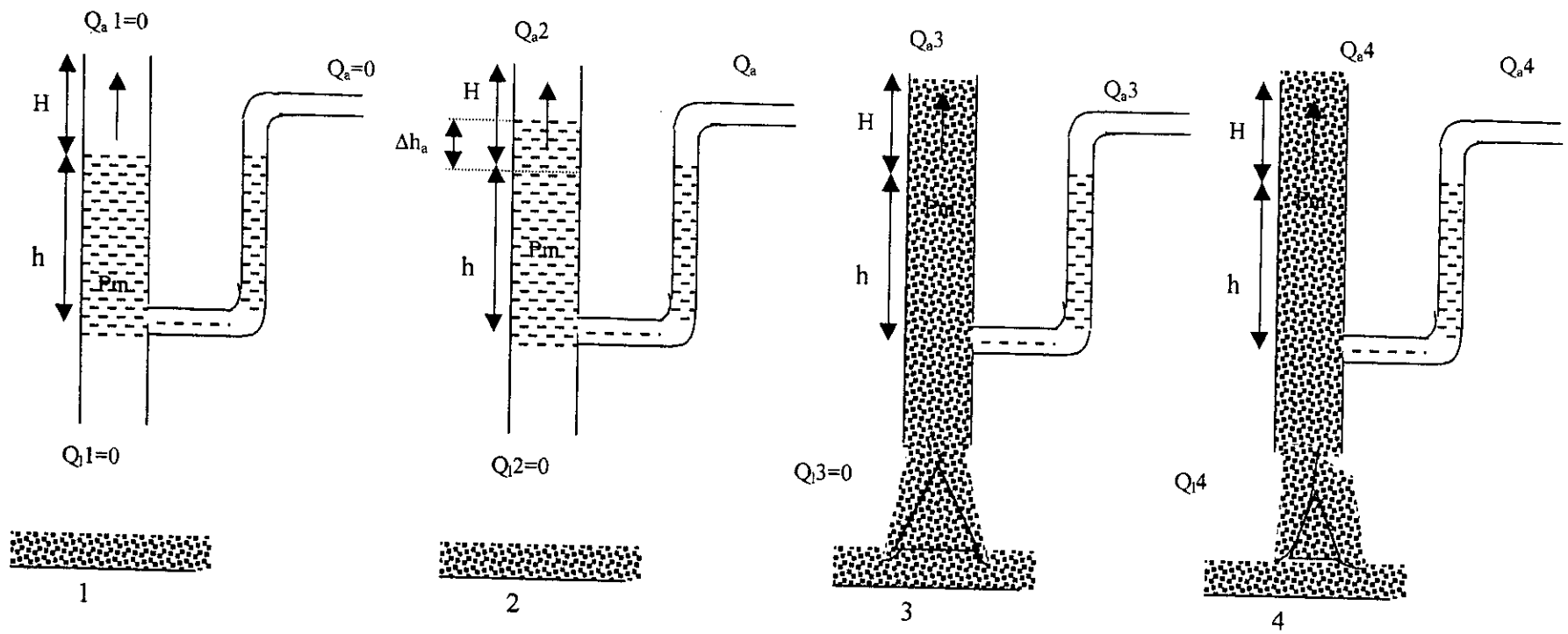


Fig 4-1 : principe de la méthode de l'air-lift

$P_{mm}$  : pression de mise en marche au niveau du mélangeur.

$\Delta h_a$  : hauteur d'élévation.

avec 
$$\Delta h_a = \alpha_c \cdot Q_l^2 \quad (3-3)$$

$\alpha_c$  : résistance de la conduite de refoulement.

$Q_l$  : débit moyen du liquide qui sort de la conduite d'air .

L'élévation  $\Delta h_a$  peut être déterminée à l'aide de l'équation de continuité en considérant le volume d'eau qui se trouve dans la conduite d'air et ce même volume déplacé dans la conduite de refoulement,

$$\Delta h_a = h \cdot \frac{d_m^2}{D^2} \quad (3-4)$$

la pression nécessaire pour que l'air pénètre dans le mélangeur, doit être au minimum égale à la pression de mise en marche.

La pression que doit produire le compresseur doit être égale à :

$$P_c = P_{mm} + \Delta P_c \quad (3-5)$$

$P_c$  : pression donnée par le compresseur.

$\Delta P_c$  : perte de pression dans la conduite d'air

En négligeant la perte de pression dans la conduite d'air il vient :

$$P_c = P_{mm} = \rho \cdot g \cdot (h + \Delta h_a) \quad (3-6)$$

#### □ *Phénomène de barbotage :*

Sous une masse volumique de mélange inférieure à celle donnée par l'étape de barbotage est une condition nécessaire pour avoir un débit liquide  $Q_l$  à l'extrémité supérieure de la conduite, ce qui implique qu'un certain volume d'air doit être toujours présent pour avoir un barbotage d'ou

$$\Delta Q_a = Q_a - Q_{a \min}$$

la pression moyenne du mélange correspondant au barbotage est exprimée par la relation suivante :

$$P_{\text{moy-m.b}} = \rho_{\text{m.b}} \cdot g \cdot (H + h) \quad (3-7)$$

Avec :

$$\rho_{\text{m.b}} = \rho \cdot \frac{h}{H + h} \quad (3-8)$$

□ **Remarque :**

Le rapport d'immersion absolue  $h$  sur la hauteur  $(H + h)$  est le paramètre caractéristique sans dimension appelé immersion relative de l'air-lift noté  $\alpha$

$$\alpha = \frac{h}{H + h} \quad 0 < \alpha < 1 \quad (3-9)$$

D'où la masse volumique du mélange gaz-liquide correspondant au barbotage est inférieure à la masse volumique de l'eau.

• 3<sup>ème</sup> Etape :

Le liquide monte jusqu'à la partie supérieure de la conduite sans se déverser . l'augmentation du débit d'air entraîne la diminution de la masse volumique du mélange , donc la pression au mélangeur diminue devenant inférieure que la pression statique .

Sous l'action de la différence de pression produite , le liquide entre dans la conduite de refoulement d'où l'apparition du débit de l'air-lift. Ce débit peut être déterminé en fonction de la pression du mélange comme suit :

$$Q_i = \sqrt{\frac{h - P_m / \rho \cdot g}{\alpha_c}} \quad (3-10)$$

avec :

$$P_m = \rho_m \cdot g \cdot (H + h) \quad (3-11)$$

en développant :



$$Q_l = \sqrt{\frac{h - \rho_m(H+h)/\rho}{\alpha_c}} = \sqrt{\frac{h}{\alpha_c} \cdot \left(1 - \frac{\rho_m}{\rho} \cdot \frac{H+h}{h}\right)} \quad (3-12)$$

finalement

De cette dernière expression, on remarque qu'avec la diminution de la masse volumique du mélange correspondant à l'augmentation du débit d'air, le débit de

l'air-lift augmente. Par contre, lorsque la masse volumique du mélange devient égale à la masse volumique du mélange correspondante au barbotage, le débit de l'air-lift devient nul.

la masse du mélange est donnée par :

$$\rho_{mel} = \frac{\rho \cdot Q_l + \rho_a \cdot Q_a}{Q_l + Q_{a.moy}} \quad (3-13)$$

ou :

$$Q_a = Q_{a.moy} \cdot \frac{P_{moy} + P_{atm}}{P_{atm}} \quad (3-14)$$

De l'expression (3-14), on tire le débit moyen d'air  $Q_{a.moy}$  :

$$Q_{a.moy} = Q_a \frac{P_{atm}}{P_{atm} + P_m/2} \quad (3-15)$$

la substitution de l'équation (3-15) dans l'équation (3-13) donne une expression qu'on divise par  $Q_l$  pour avoir l'expression suivante :

$$\rho_{mel} = \frac{\rho \left(1 + \frac{\rho_a}{\rho} \cdot \frac{Q_a}{Q_l}\right)}{1 + \frac{Q_a}{Q_l} \cdot \frac{P_{atm}}{P_{atm} + P_m/2}} \quad (3-16)$$

les expériences de HEIR sur les écoulement diphasique dans une conduite verticale, s'écoulant l'air et l'eau conduit à conclure que le changement de pression suivant la hauteur de mélange se produit selon une loi linéaire, la pression moyenne est une donnée par :

$$P_{moy} = P_m / 2 = \rho g h$$

dans cette dernière expression, on remarque qu'il existe un terme commun pour le numérateur et le dénominateur qu'on appelle : débit spécifique d'air qui est le seconde paramètre sans dimensions très important de l'air-lift noté  $q$  :

$$q = \frac{Q_a}{Q_l} \quad (3-17)$$

En substituant l'équation (3-17) dans l'équation (3-16) :

$$\rho_{mel} = \frac{\rho \left( 1 + \frac{\rho_a}{\rho} \cdot q \right)}{1 + q \frac{P_{atm}}{P_{atm} + P_m / 2}} \quad (3-18)$$

en analysant la formule (3-18) on voit que :

□ Le terme  $\left( \frac{\rho_a}{\rho} q \right)$  peut être négligé car :  $\rho \approx 1000 \cdot \rho_a$  et  $q < 100$

□ On détermine le débit spécifique moyen  $q_{moy}$  suivant les pressions manométriques moyennes le long de la conduite de refoulement de l'air-lift par :

$$q_{moy} = q \cdot \frac{P_{atm}}{P_{atm} + P_m / 2} \quad (3-19)$$

finalement la masse volumique du mélange sera déterminée par :

$$\rho_{mel} = \frac{\rho}{1 + q_{moy}} \quad (3-20)$$

### III-2 les caractéristiques énergétiques de l'air-lift :

En considérant que dans la conduite de refoulement, l'écoulement est comme stationnaire par approximation à un écoulement homogène ; la pression dans une section est égale à : pression statique plus pression dynamique on peut écrire :

$$\rho \cdot h = \rho_m \cdot (H + h) + a_c \cdot \rho_m \cdot Q_m^2 \quad (3-21)$$

d'où :

$$Q_m = Q_l \cdot \left( 1 + q \cdot \frac{P_{atm}}{P_{atm} + P_m/2} \right)^{1/2} \quad (3-22)$$

des formules (3-21) et (3-22), on tire le débit de liquide :

$$Q_l = \frac{1}{1 + q \frac{P_{atm}}{P_{atm} + P_m/2}} \cdot \sqrt{\frac{h}{a_c} \cdot \left( 1 + q \frac{P_{atm}}{P_{atm} + P_m/2} - \frac{1}{\alpha} \right)} \quad (3-23)$$

Remarque :

Soit à déterminer le débit spécifique, théorique correspondant au débit liquide maximal s'obtient par :

$$\frac{dQ_l}{dq} = 0 \quad (3-24)$$

c'est à dire pour un débit spécifique  $q_m$  qui s'écrit :

$$q_m = \left( \frac{2}{\alpha} - 1 \right) \cdot \frac{P_{atm} + P_m/2}{P_{atm}} \quad (3-25)$$

ou

$$q_m = \left( \frac{2}{\alpha} - 1 \right) \cdot \left( 1 + \frac{\rho \cdot g \cdot h}{2 \cdot P_{atm}} \right) \quad (3-26)$$

Pour une augmentation du débit d'air comprimé proportionnellement, le débit liquide refoulé augmente atteignant une valeur maximale .

A partir de la valeur du débit d'air donnant le débit liquide maximal, ce dernier va en diminuant donc, l'expression (3-23) détermine les caractéristiques de l'air-lift,

sur la figure (3-2), une caractéristique est donnée graphiquement pour une immersion absolue (h) et relative ( $\alpha$ ) données.

La diminution du débit d'air-lift avec l'augmentation du débit d'air comprimé, au delà du point maximum de la courbe, est expliquée comme suit :

L'augmentation du débit spécifique q, a partir de  $Q_l$  max , correspond a une augmentation de la pression dans le mélangeur, pour cela une résistance supplémentaire se forme dans le conduite de refoulement et avec l'expression (3-23 )

$$Q_l = \sqrt{\frac{h - P_m / \rho g}{\alpha_c}} \quad (3-27)$$

on explique la diminution du débit de l'air-lift :

En variant la hauteur d'immersion absolue (h) (donc  $\alpha$  aussi ), et pour une même débit d'air, le débit liquide refoulé varie aussi.

Pour une augmentation de l'immersion absolue(h) , ( $\alpha$  croit aussi ) et pour (H+h) constant, le débit de l'air-lift augmente et au contraire pour une diminution de h et  $\alpha$  ,  $Q_l$  diminue.

Par conséquent, pour le même air-lift, avec changement du niveau d'eau (changement de l'immersion du mélangeur ), les caractéristiques énergétiques de l'air- lift sont différentes (figure 3-2), donc, l'air-lift possède la propriété d'un régulateur automatique de débit, quand la hauteur d'immersion change.

La caractéristique énergétique de l'air-lift est déterminée par son rendement, qui est le rapport de la puissance absorbée par l'air-lift sur la puissance fournie par le compresseur

$$\eta = \frac{N_a}{N_f} \quad (3-28)$$

$N_a$  : puissance absorbée par l'air-lift

$$N_a = \rho_m \cdot g \cdot Q_l \cdot \left( H + \frac{V_{\text{sortie}}^2}{2 \cdot g} \right) \quad (3-29)$$

$V_{\text{sortie}}$  : vitesse de sortie du jet au niveau du séparateur.

$N_f$  : puissance fournie par le compresseur (en supposant une transformation isotherme)

$$N_f = Q_a \cdot P_a \cdot \ln \frac{P_m + P_a}{P_a} \quad (3-30)$$

En remplaçant dans (3-28)

$$\eta = \frac{\rho_m \cdot g \cdot Q_l \cdot \left( H + \frac{V_{\text{sortie}}^2}{2 \cdot g} \right)}{Q_a \cdot P_a \cdot \ln \frac{P_m + P_a}{P_a}} \quad (3-31)$$

après transformation il vient :

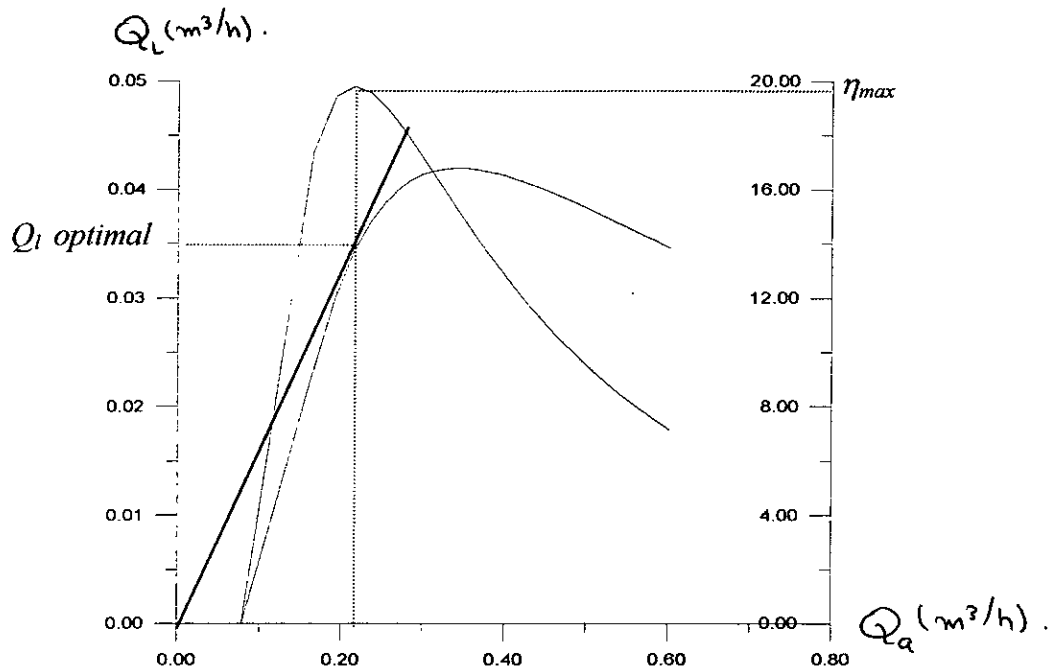
$$\eta = \frac{H + \frac{V_{\text{sortie}}^2}{2 \cdot g}}{q \cdot h_a \cdot \ln \left( 1 + \frac{\rho \cdot g \cdot h}{P_a} \right)} \quad (3-32)$$

ou 
$$h_a = \frac{P_a}{\rho_m \cdot g} \quad (3-33)$$

$h_a$  : hauteur de la colonne du mélange correspondant à la pression atmosphérique .

Sur la figure (3-2) est représenté la caractéristique de l'air-lift en montrant la zone de son fonctionnement optimal en traçant la droite par l'origine et tangente à la courbe

$Q_l = f(Q_g)$ , on détermine le débit liquide optimal, celui ci correspond à un rendement  $\eta = 0.85\eta_{max}$  (3-32)



Fig(3-2) : caractéristique énergétique de l'air-lift

### III-3 Les coefficients (typiques) sans dimension de l'air-lift :

Les pertes dans l'air-lift en import quel point de la conduite sont données par :

$$\alpha_c = \frac{8 \cdot \lambda \cdot (H + h)}{\pi^2 \cdot g \cdot D^5} = \frac{8 \cdot \lambda \cdot h}{\pi^2 \cdot g \cdot \alpha \cdot D^5} = \frac{\Psi \cdot h}{\alpha \cdot g \cdot D^5} \quad (3-35)$$

$\Psi$  : coefficient de résistance hydraulique.

$D$  : diamètre de la conduite de refoulement.

mettons(3-35) dans (3-23), on obtient :

$$Q_l = \frac{1}{1+q} \sqrt{\frac{\alpha}{\Psi} \cdot \left(1 + q - \frac{1}{\alpha}\right) \cdot g \cdot D^5} \quad (3-36)$$

le débit spécifique  $q$  prend les formes de  $q_l$  et  $q_c$  respectivement pour l'air-lift long et court.

- Le coefficient sans dimension du débit liquide.  $K_Q$  égal :

$$K_Q = \frac{1}{1+q} \cdot \sqrt{\frac{\alpha}{\Psi} \cdot \left(1+q - \frac{1}{\alpha}\right)} \quad (3-37)$$

D'après HEIR[ thèse de doctorat a DONETSK (1980)], le coefficient de résistance vaut pour un régime optimal de l'air-lift :

$$\Psi = 0.078 \quad \text{pour l'air-lift court ;}$$

$$\Psi = 0.04 \quad \text{pour l'air-lift long .}$$

Le coefficient spécifique de la conduite de l'air lift :

Le coefficient de résistance spécifique de la conduite d'air- lift (aa') est déterminé à partir du bilan de puissance pour une section quelconque de celle-ci :

$$P_{aircomp} = P_{sortie} - P_{entrée} \quad (3-38)$$

ou, dans l'hypothèse d'une expansion isothermique de l'air, la puissance fournie par le compresseur nécessaire au refoulement est calculée comme suit :

$$P_{aircomp} = P_a q Q_l \ln \left( \frac{P_{mélangeur}}{P_a} \right) \quad (3-39)$$

l'équation de charge totale pour la section AA est :

$$\rho_l gh + \rho_l g H_c + P_a = P_m + \rho_l g H_c + \rho_l g a_c' l_c Q_l^2 \quad (3-40)$$

$$P_m = \rho_l gh - \rho_l g a_c'^2 l_c Q_l^2 + P_a \quad (3-41)$$

- la puissance hydraulique du liquide à l'entrée du mélangeur de la conduite alimentation est exprimée :

$$P_{entrée} = \rho_l gh Q_l - \rho_l g a_c' l_c Q_l^2 + P_a Q_l \quad (3-42)$$

- la puissance hydraulique du liquide à sortie du mélangeur est donnée par :

$$P_{\text{sortie}} = \rho_m g(h+H)Q_m - \rho_m g a'_a (H+h)Q_m^2 + P_a Q_m \quad (3-43)$$

- l'expression de la résistance spécifique (aa') d'air -lift :

$$aa' = \frac{P_a q + \rho_l g H - P_a q \ln\left(\frac{\rho_l g h + P_a}{P_a}\right)}{\rho_m g (H+h)(q+1)^2 Q_l^2} \quad (3-44)$$

connaissant la résistance de la conduite d'alimentation d'air -lift :

On peut calculer les caractéristiques de celle-ci dont la plus importante est le diamètre (D)

D'après les données bibliographiques, nous pouvons tracer les dépendances suivantes :

$$aa' Q_l^2 = f(q) \quad aa' Q_m^2 = f(q)$$

#### III-4 débit spécifique de l'air comprimé :

En présence des pertes de charge, pour les air-lift réels, les débits spécifiques réels sont supérieurs que ceux théoriques.

$$q = q_{th} + Dq \quad (3-45)$$

$Dq$  : débit d'air (spécifique) supplémentaire à fournir à l'air-lift pour vaincre les pertes de charge.

$$q_{th} = \frac{h}{h_a \ln\left(\frac{P_a + P_m}{P_a}\right)} \frac{1-\alpha}{\alpha} \quad (3-46)$$

De la on peut formuler d'une autre façon le rendement de l'air-lift par :

$$\eta = \frac{q_{th}}{q} \quad (3-47)$$

il reste à déterminer le débit spécifique (q) ce dernier dépend de alpha

selon KOZEREASKI et a partir des résultats expérimentaux on obtient la fonction



$q = f(\alpha)$ , en devisant l'air-lift en deux catégories :

- Air-lift long

$$h = [20 \dots 120m]$$

avec  $0.15 < \alpha < 0.5$

$$q_l = 60 \exp(-9.81\alpha) \quad (3-48)$$

- Air-lift court

$$h = [4 \dots 20m]$$

avec  $0.15 < \alpha < 0.5$

$$q_c = 0.767\alpha^{-2.2} \quad (3-49)$$

### III-5 INTERPRETATION DES RESULTATS :

#### III-5-1 Variation $Q_l = f(Q_a)$ : figures(3-A-1,2,3,4)

Pour une même diamètre et une même immersion, quelque soit  $\alpha \left( \alpha = \frac{h}{H+h} \right)$ , le débit liquide augmente ainsi que le rendement pour des débits spécifique « revient a augmenter le débit d'air comprimé » le débit liquide ainsi le rendement diminuent.

l'explication de ceci, est pour des grandes débits d'air, la conduite de refoulement se trouve plein d'air comprimé, bouchant le passage d'eau et rendant son déplacement plus difficile, donc pour une grande énergie fournie à l'air-lift, on ne recueille qu'une faible débit liquide d'ou le rendement du système se trouve réduit.

#### III-5-2 Courbes $Q=f(\alpha)$ : figures(3-B-1,2)

Ces graphes on permet de connaître quelles sont les paramètres géométriques de l'air-lift donnant le débit maximal, (si h et  $\alpha$  étant données on peut tirer la valeur de la hauteur de refoulement donc il fallu imposer, un des paramètres géométrique connaissant les deux autres pour arriver à une bonne exploitation de l'air-lift

### III-5-3 Courbes rendement $\eta = f(Q_a)$ : figures(3-C-1,2)

Pour toutes ces courbes, nous avons choisi une immersion relative  $\alpha$ , on change à chaque fois la pression dans le mélangeur « revient à varier  $h$  » ceci pour savoir les plus indicatifs de l'air-lift.

Les courbes de rendement en fonction du débit d'air ont la même allure que celles donnant le débit liquide, le rendement est croissant avec le débit d'air, pour une valeur optimale de ce dernier, donnant un rendement maximal, en continuant d'augmenter le débit d'air, le rendement décroît brusquement par l'écoulement diphasique, on explique ce phénomène, au début d'injection d'air, le rendement est nul, car le débit liquide est nul. Ce qui correspond à l'écoulement à bulles, ce débit d'air ne donne pas une énergie nécessaire pour produire un débit liquide, à partir de ce débit de barbotage, on augmente la puissance d'injection.

Le débit liquide commence à se produire, le rendement croît et atteint brusquement son maximum, ce dernier est obtenu pour une petite zone de variation du débit d'air, donc pour chaque paramètre géométrique de l'air-lift (diamètre, immersion  $h$  et  $\alpha$ ), on obtient des rendements maximum qui sont importants pour les grands diamètres, cette zone de travail optimal de l'air-lift, correspond à l'écoulement bouchon, les pertes par frottement et glissement sont faibles. et pour une petite augmentation du débit d'air comprimé, la transition bouchon vers annulaire est atteinte, les bulles d'air se trouvent en excès, le rendement de l'air-lift décroît brusquement cette explication est résumée par la courbe(3-3)

### III-5-4 : Courbes $aa'Q_m^2 = f(q)$ $aa'Q_l^2 = f(q)$ figures(3-D-1,2)

On peut remarquer que pour des immersions relatives ( $\alpha$ ) importantes la hauteur de refoulement est très faible et la perte d'énergie due au mélange gaz-liquide est faible et vice versa. En effet lorsque la quantité d'air injectée dans le mélangeur est faible les pertes d'énergie sont faibles, par contre lorsque la quantité d'air est importante, alors le débit spécifique  $q$  augmente, la configuration bouchon se perturbe et on aura l'apparition de la configuration annulaire ou les pertes d'énergie par frottement et par glissement sont très importantes.

Pour les Courbes, la perte d'énergie du liquide seule augmente avec la diminution du débit spécifique.

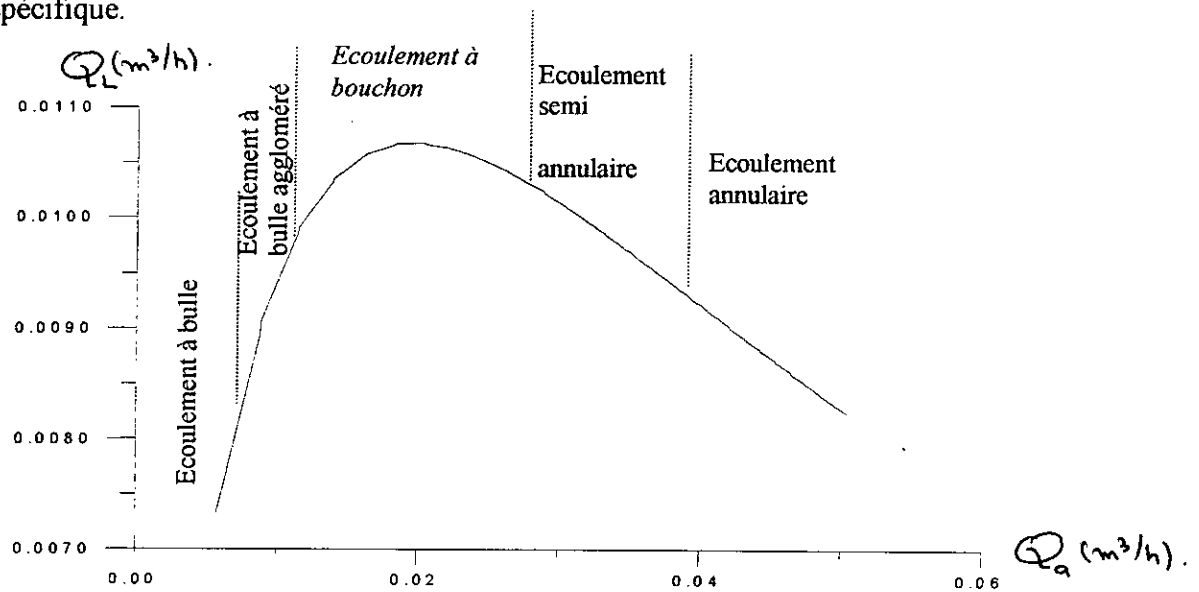


Fig.3-3 : variation de la configuration

### III-6 Conduit télescopique:

La condition qui laisse prendre une section variable de la conduite de refoulement est tel que le changement de pression soit :

$$\frac{P_1}{P_2} > 2. \quad (3-50)$$

En s'élevant, le mélange perd de pression alors que la vitesse dans la conduite étudiée, augmente, atteint des valeurs importantes qui influera négativement au travail de l'air-lift

(usure rapide de conduites, augmentation des charges dynamiques et chocs importants du mélange sur la ligne

Sur le schéma (3-4), les lignes interrompues montre la variation de la vitesse de l'écoulement du mélange dans une conduite de refoulement à section constante, alors qu'en traits forts, la variation de la vitesse dans une conduite à section variable.

#### III-6-1 : méthode de calcul:

En abordant ce type de conduite télescopique, il faudrait déterminer le nombre de sections à utiliser , en fonction des pressions d'entrée et de sortie du mélange , en sachant en premier lieu , l'égalité des travaux de détente de l'air suivant chaque section :

$$\frac{P_1}{P_2} = \frac{P_{i1}}{P_{i2}} = \dots = \frac{P_{i(n-1)}}{P_2} = \varepsilon \quad (3 - 51)$$

$P_1$  : pression dans le mélangeur  $P_1 = P_{atm} + \rho gh$

$P_2$  : pression à la sortie de la conduite de refoulement

$P_i$  : pression à l'entrée à chaque nouvelle section.

$\varepsilon$  : taux de diminution de la pression

$$\varepsilon = \sqrt[n]{\frac{P_1}{P_2}} \quad (3 - 52)$$

$n$  : nombre de sections et se calcule par :  $n = \ln \frac{P_1}{P_2}$  (3 - 53)

On prend la valeur entière de  $n$

En utilisant la distribution triangulaire de la pression le long de la longueur de la conduite de refoulement suivant le graphique (fig.3-4) , on détermine le diamètre de

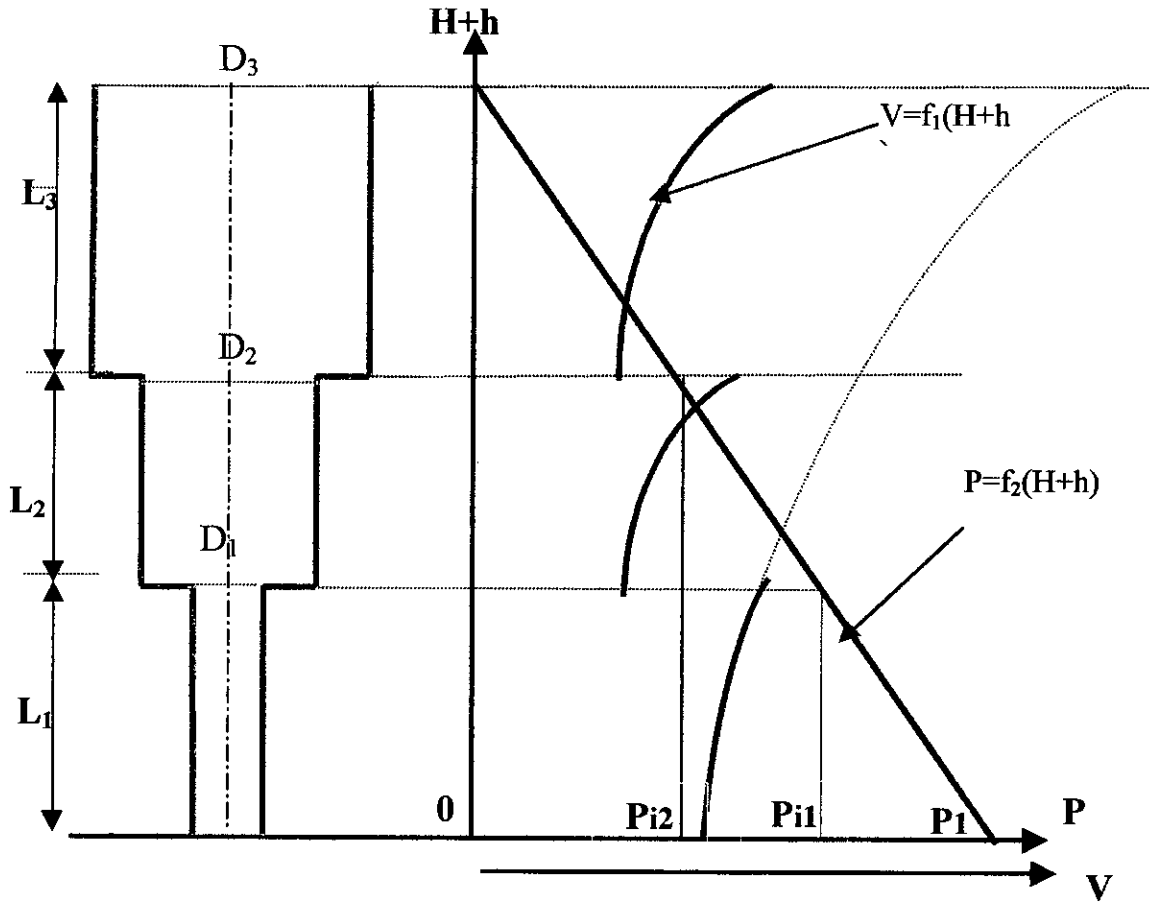
chaque section . 
$$D_i = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_l (1 + q_{r,i})}{\pi \cdot v_{tr,i}}} \quad (3 - 54)$$

$q_{r,i}$  : Débit spécifique réduit correspond à la pression d'entrée en chaque section.

$i$  : indice de section

$$q_{r,i} = \frac{Q_a}{Q_l} \cdot \frac{P_a}{P_i} \quad (3 - 55)$$

Pour calculer le débit liquide et le débit l'air en utilisant les formules (3 -23) et (3-15)



**FIG(3-4) Répartition de pression et de vitesse de l'écoulement ascendant dans l'air lift**

❖ Perte de charge due à l'élargissement brusque d'un courant est donc égale à la hauteur représentative de la vitesse perdue.

Ce résultat constitue le théorème de BELANGER ou de BORDA cf.(4)

La perte de charge peut s'écrire également

$$\Delta H = \frac{U_1^2}{2g} \left( \frac{1}{m} - 1 \right)^2$$

elle est donc de la forme, le coefficient K dépendant des caractéristiques de la singularité c'est à dire, ici du rapport des sections  $m = \Omega_0 / \Omega$

on peut appliquer cette formule dans les écoulement diphasiques tel que la vitesse égale à la vitesse de mélange gaz- liquide.

### III-7: Conduit à section augmente progressif.

Cette modification devient par l'augmentation de section, donc sur cette base on suppose une conduite à section augmente progressivement tel que la diamètre égale :

$$D(y) = C_1 \cdot \exp(y - h_1)$$

En utilisant les mêmes formules pour les calculs(3-17,19,23)

### III-8 Interprétation des résultats figure( 3-F ) :

On remarque que pour les même conditions aussi même paramètre , les résultats qui obtenu par la conduite" mathématique" sont meilleurs que les résultats obtenu par la conduite télescopique, aussi ce derniers sont mieux que les résultats obtenu par la conduite à section constante.

Ceci peut être expliquer de la manière suivante:

- ❖ Dans un même conduite la variation de la configuration d'écoulement qui est définit au (chapitre I) est représenté dans la figure(3-5).

Ce schéma montre que au début de l'injection l'écoulement est à bulle par augmentation de vitesse et la détente de l'air l'écoulement devient à poche et en fin il devient annulaire.



*Fig.(3-5) :variation de configuration dans un même conduite*

Pour expliquer bien cette variation il faut connaître la transformation celle qui subit le gaz on sein de liquide d'après l'état de connaissance de cet écoulement on considère la transformation isotherme.

♦ **Transformation isothermique d'un gaz parfait :**

Avec les coordonnées  $p, v$  l'équation d'une transformation isotherme est

$$PV = rT = cte \Rightarrow PdV + VdP = 0 \quad (3-56)$$

Elle est représentée sur le diagramme de CLAPEYRON hyperbole équilatère. Le travail absorbé par l'unité de masse du gaz au cours d'une telle transformation  $M_1M_2$  réversible est :

$$W = - \int_{v_1}^{v_2} PdV = -rt \int_{v_1}^{v_2} \frac{dV}{V} \quad (3-57)$$

Cette graphe montre que pour une diminution de pression, le volume de gaz augmente ceci explique la détente de l'air et vis versa.

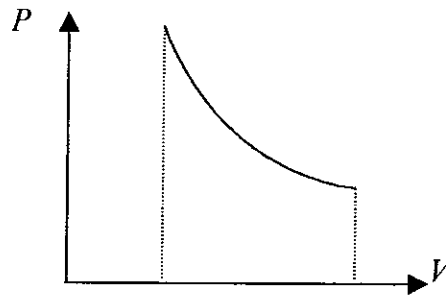


Fig.3-6 : courbe de CLAPEYRON

Pour une transformation à température constante on définit la compressibilité isotherme

$$\chi_{is} = - \frac{1}{V} \frac{dV_t}{dP} = - \frac{1}{V} \left( \frac{-rT}{P^2} \right) = \frac{1}{P} \quad (3-51)$$

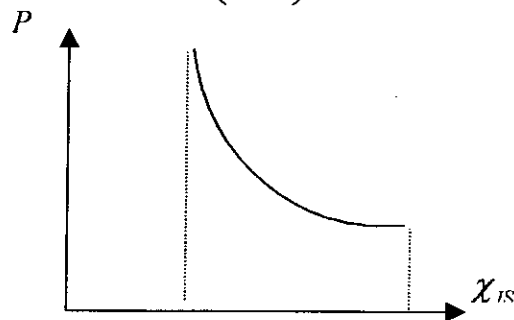


Fig.3-7 : variation de la compressibilité

◆ *L'écoulement isotherme*

En appliquant l'équation de l'enthalpie

$$v dv = -dH + \delta Q \quad (3-58)$$

Pour un écoulement réversible libre :

$$\delta Q = T dS \quad (3-59)$$

Donc

$$v dv = -dH + T dS = -dG \quad (3-60)$$

Ou

$$G = H - TS \quad (3-61)$$

est l'enthalpie libre, soit

$$G + \frac{v^2}{2} = cte \quad (3-62)$$

si le gaz est parfait ( $dH=0$ ) pour la température est constante

$$\delta Q = C_p dT - V dP = -V dP \quad (3-63)$$

l'équation de l'enthalpie s'écrit

$$v dv = -V dP \quad (3-64)$$

on retrouve la formule de BARRE- SAINT VENANT cf.( 17 )

$$\frac{v^2}{2} + nrT \ln P = cte \quad (3-65)$$

Cette équation montre qu'avec une diminution de pression la vitesse d'air augmente.

Par conséquent on peut dire que la vitesse de l'air augmente le long de conduite tant que la pression est diminuée.

On peut dire finalement que la variation de la configuration d'écoulement vient par augmentation de vitesse et la détente de l'air. Donc le débit liquide est trop faible par rapport au débit d'air pour une conduite à section constante.



Cependant quand augmente la section brusquement, la section occupé par l'air sera diminue brusquement par rapport a la section total, par conséquent la section occupé par l'eau sera augmente et débit liquide devient par rapport au premier.

Si la section augmente progressivement et en connaissant avant que le volume d'air augmente. Alors en peut dire approximativement que le rapport  $\varepsilon_a = \frac{A_a}{A}$  reste quasi constant

- ♦  $A_a$  : la section occupée par l'air
- ♦  $A$  : la section totale

On peut dire que cette géométrie peut conserver le régime optimal (bouchon)

### III-9 Développement par tronçon :

L'avantage de ce développement prend en considération la variation de la distribution surfacique de gaz et le liquide dans une section de conduite, aussi que le degré de précision augmente

#### III-9-1 Méthode de calcul

Le déroulement de calcul par tronçon est le même pour qui fait au précédent seulement ou prend avec considération la perte de pression dans chaque tronçon.

#### ❖ Perte de pression dans chaque tronçon

En calculant la perte de pression par la formule suivante :

$$\Delta P_{\Delta X} = g(\varepsilon_l \rho_l + \varepsilon_a \rho_a) \Delta X + \frac{\Delta X}{2g} \lambda (\varepsilon_l \rho_l v_l^2(i) + \varepsilon_a \rho_a v_a^2) + \frac{1}{2} [\varepsilon_l \rho_l (v_l^2(i) - v_l^2(i-1)) + \varepsilon_a \rho_a (v_a^2(i) - v_a^2(i-1))] \quad (3-66)$$

$\varepsilon_a, \varepsilon_l$  : les fractions d'air et liquide respectivement par rapport à la section total

$$\varepsilon_a = \frac{A_{AIR}}{A} \quad \varepsilon_l = \frac{A_{LIQUIDE}}{A} \quad (3-67)$$

: le rapport entre la section qui occupé par l'eau et la section totale

$$\text{Donc : } \quad \varepsilon_l + \varepsilon_a = 1 \quad (3-68)$$

*i* : numéro de tronçon

$v_l(i)$  : vitesse de liquide dans le tronçon (*i*)

$v_a(i)$  : vitesse de l'air dans le tronçon (*i*)

❖ Perte de pression globale dans toute la conduite

$$P = \sum_1^n \Delta P_{\Delta X}(i) \quad (3-69)$$

❖ le débit d'air d'injecter

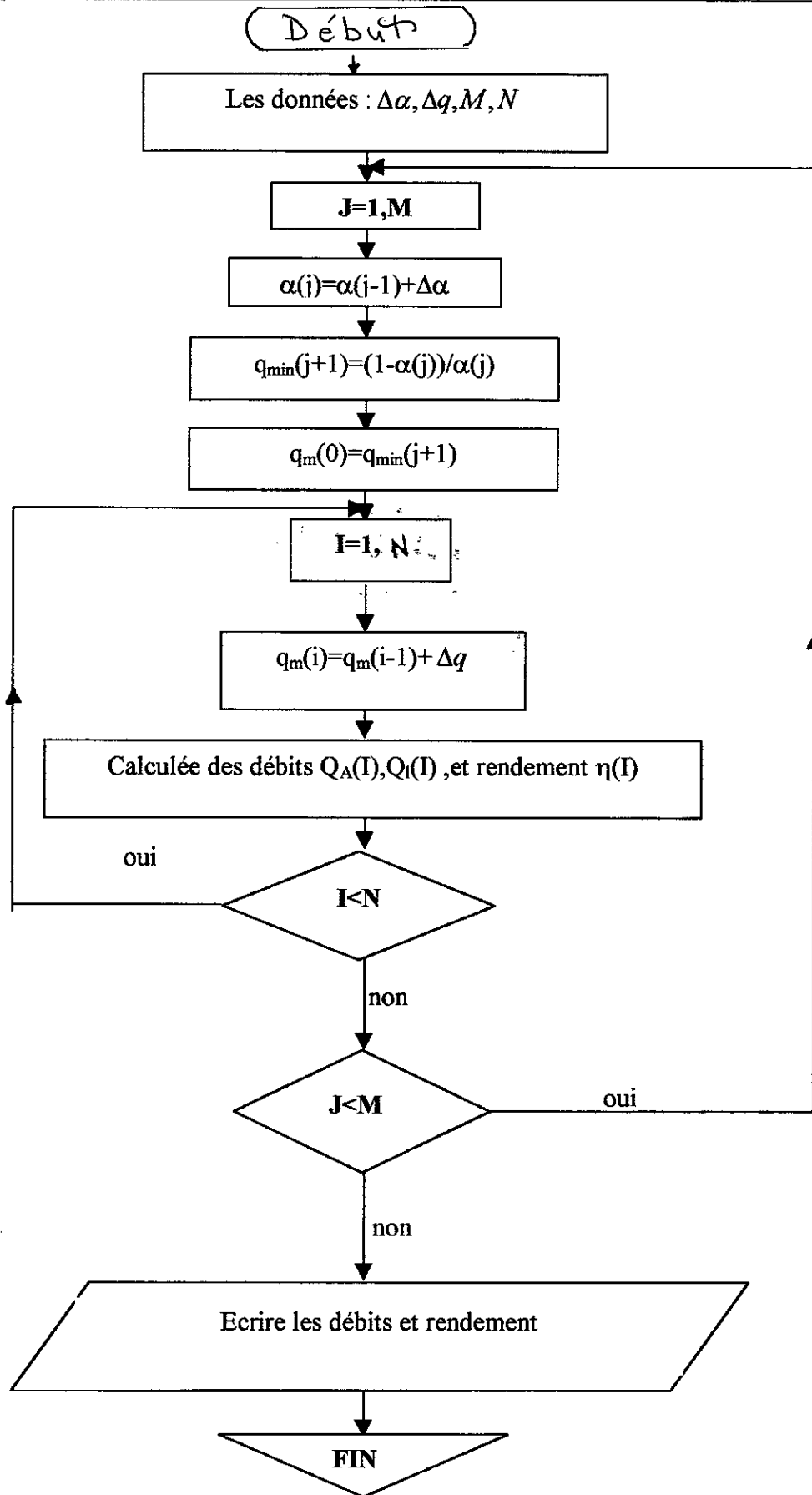
$$Q_a = Q_{A0} \frac{P_0}{P_E} \quad (3-70)$$

$Q_{A0}$  : débit d'air correspond a la pression atmosphérique.

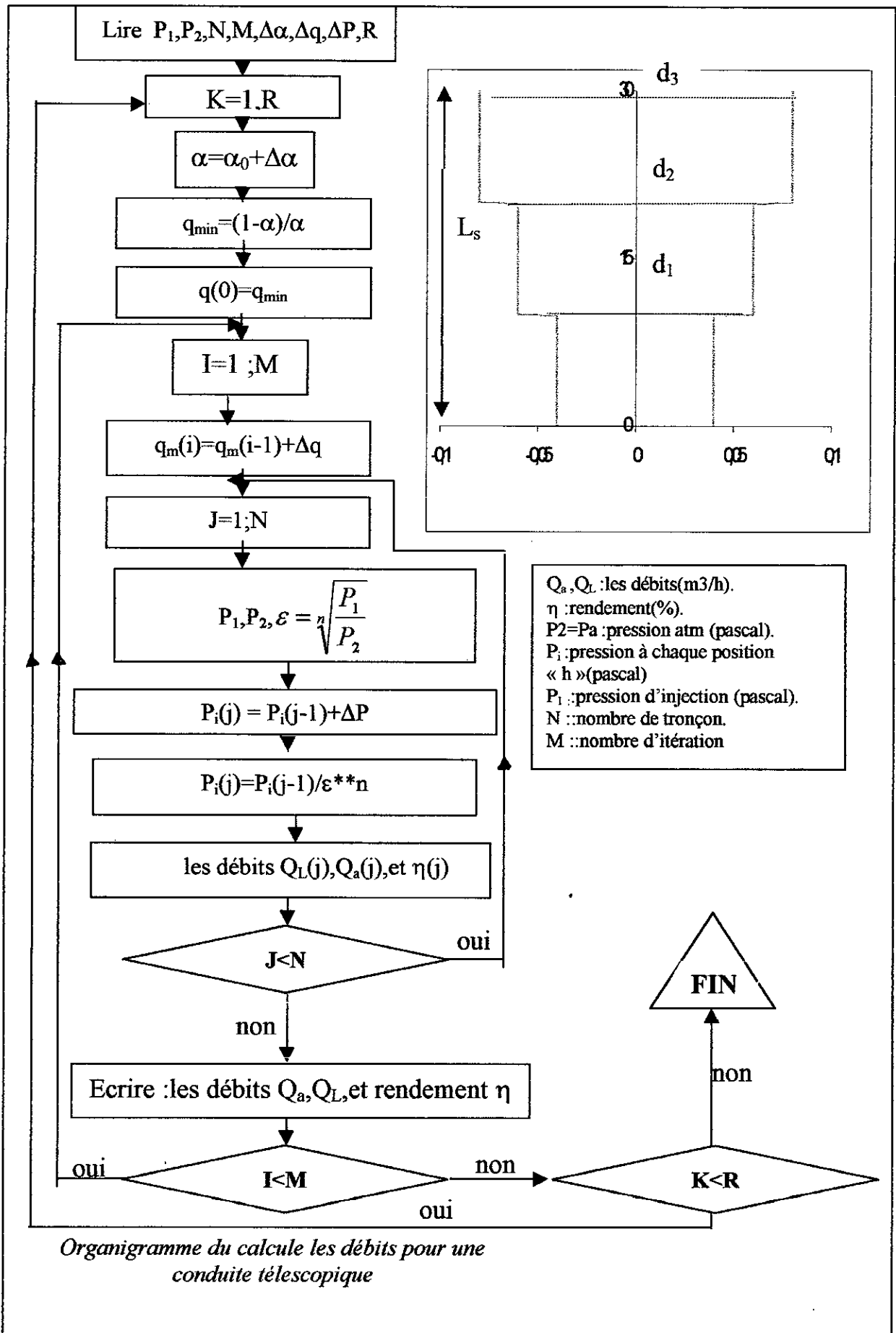
$P_0$  : pression atmosphérique

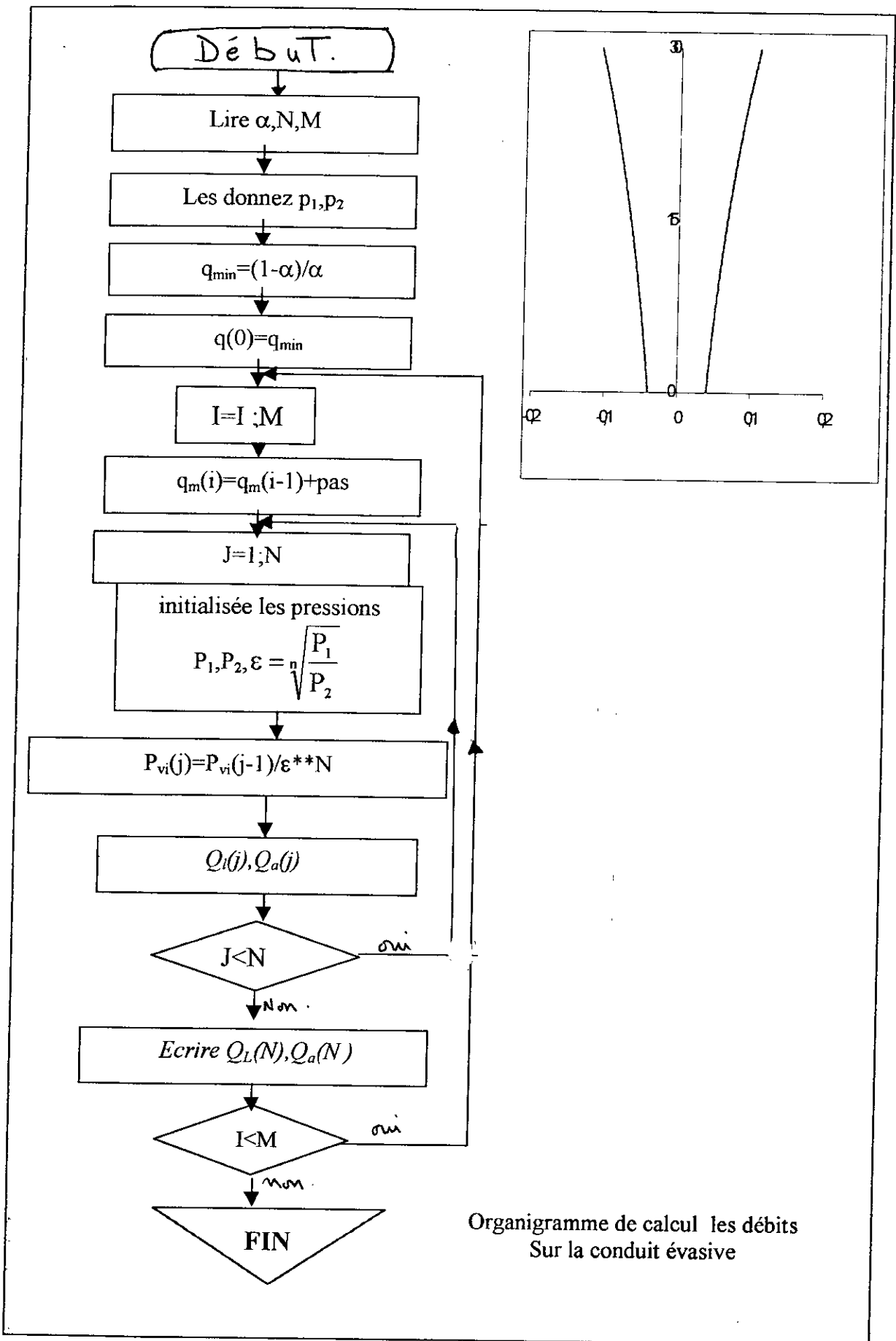
$P_E$  : pression d'injection

$$P_E = P_0 + \rho g(H + h) \quad (3-71)$$

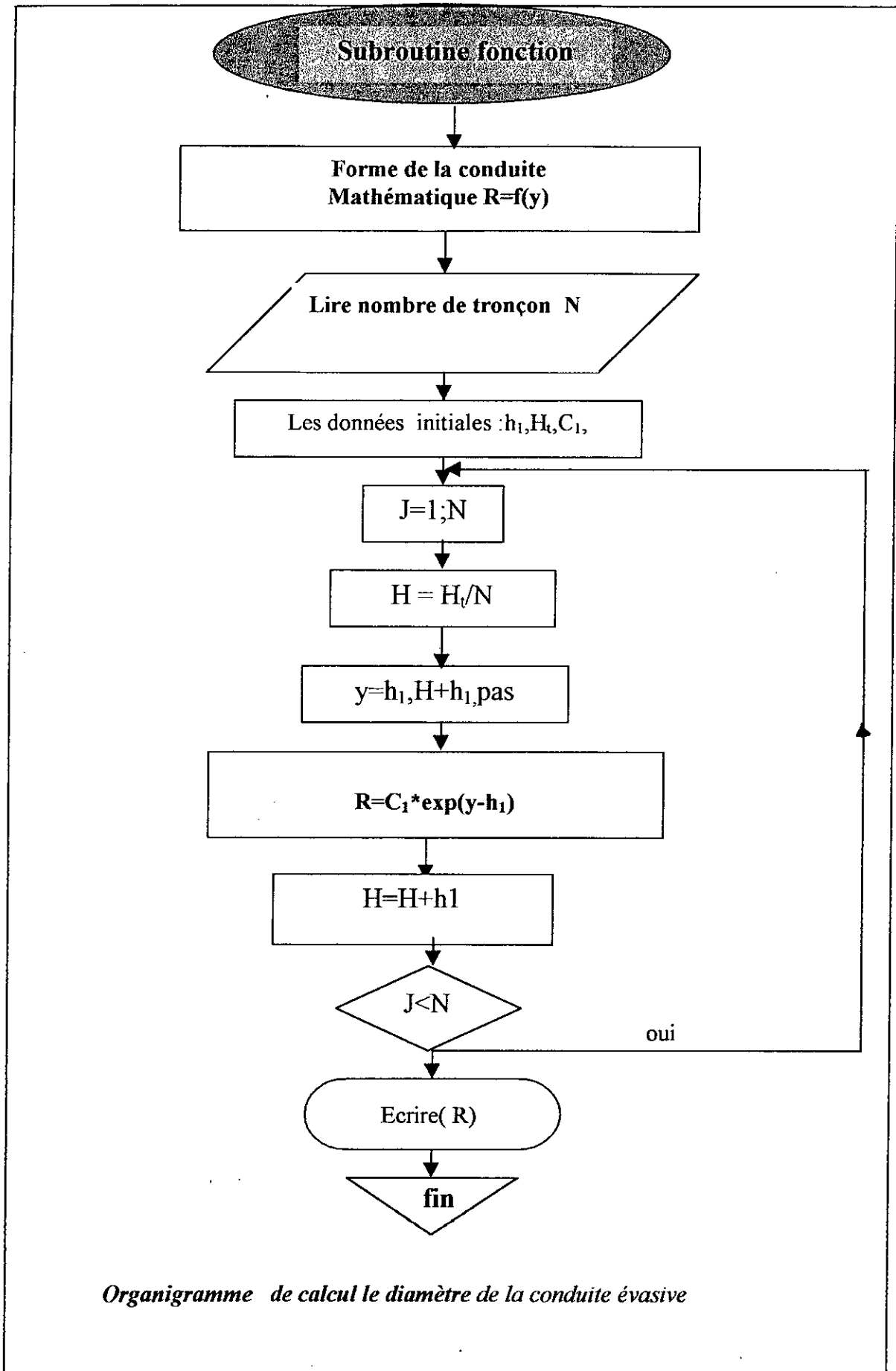


Organigramme de calcul du modèle l'air lift

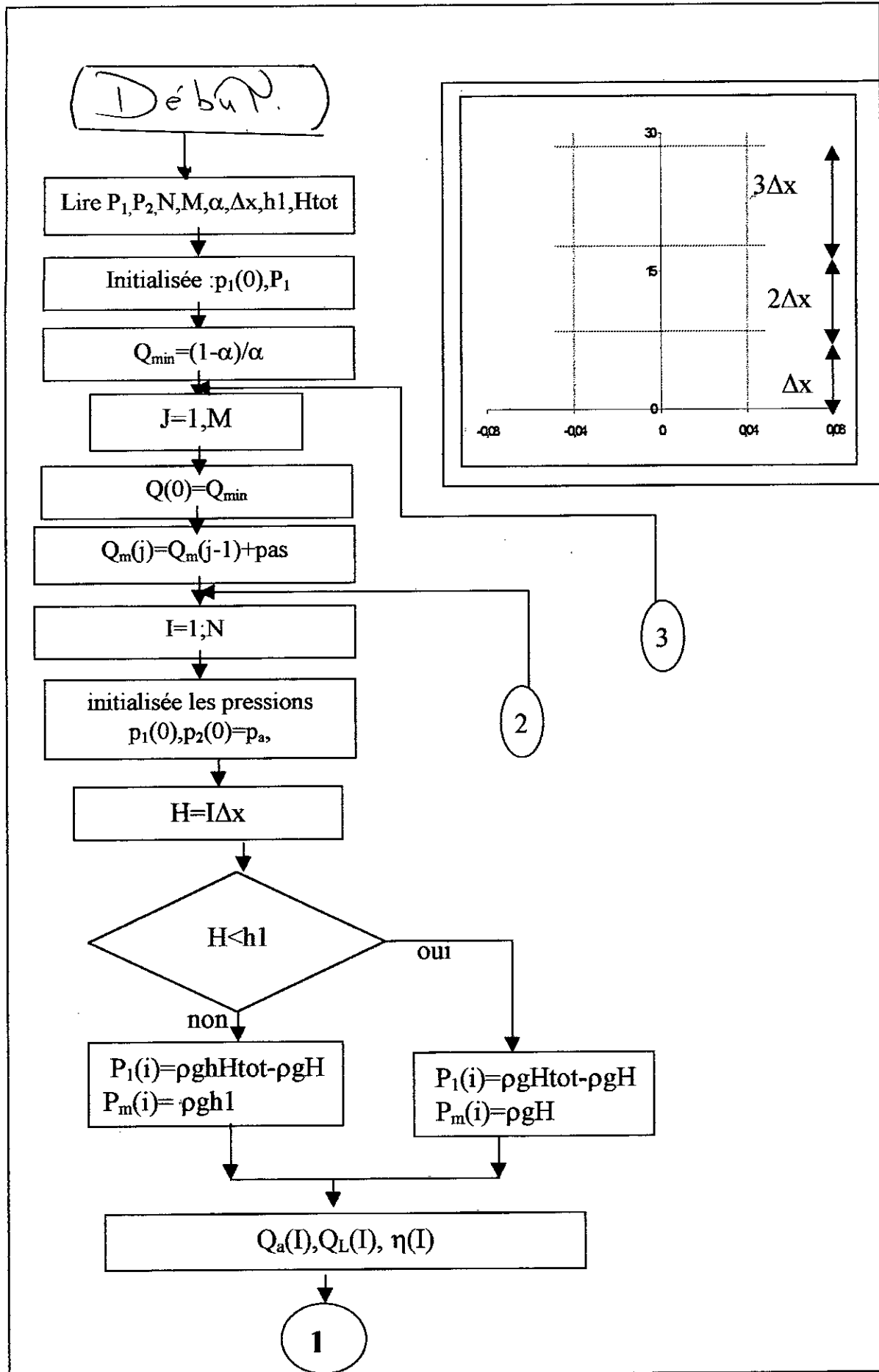


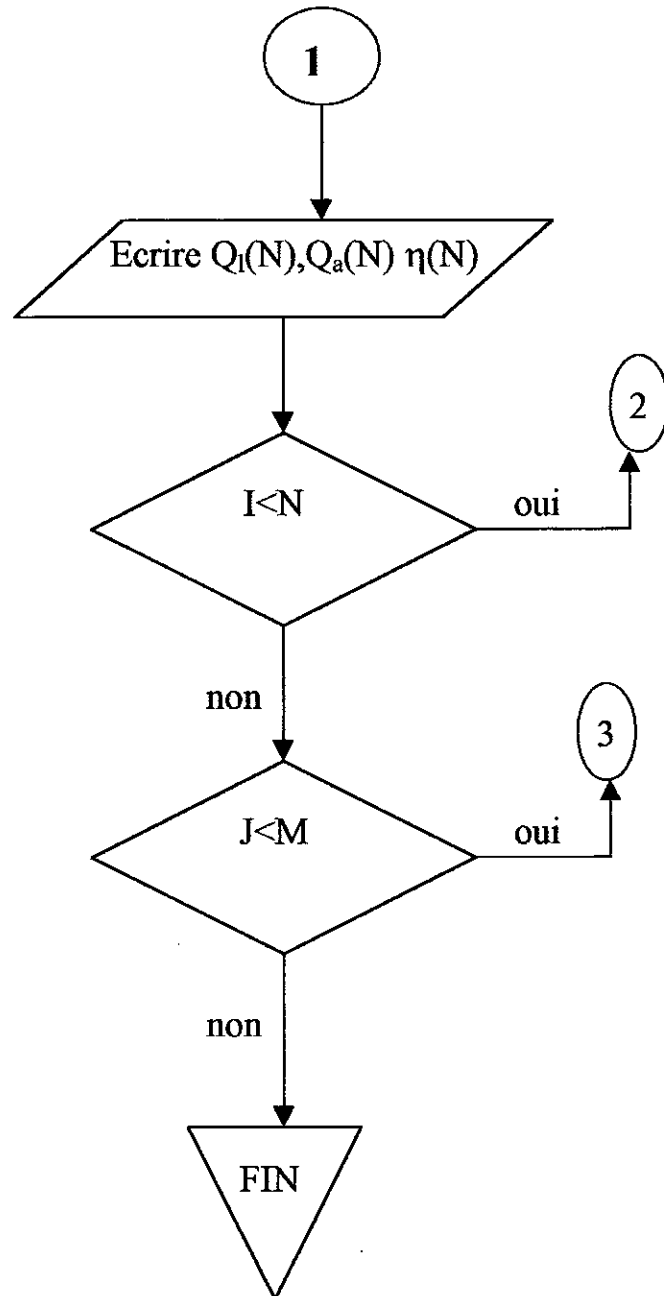


Organigramme de calcul les débits Sur la conduit évasive



Organigramme de calcul le diamètre de la conduite évasive





*Organigramme de calcul par tronçon*



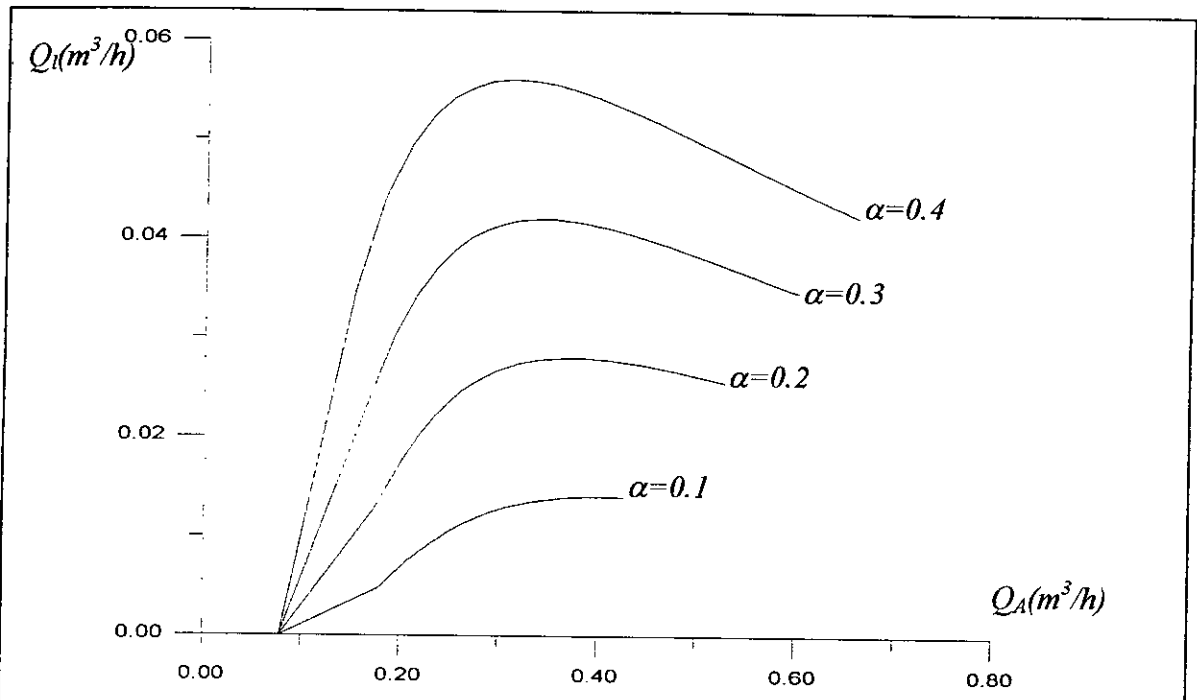


Fig.(3-A-1) :Variation débit liquide en fonction débit d'air  
Pour  $d=0.2m$   $h=10m$

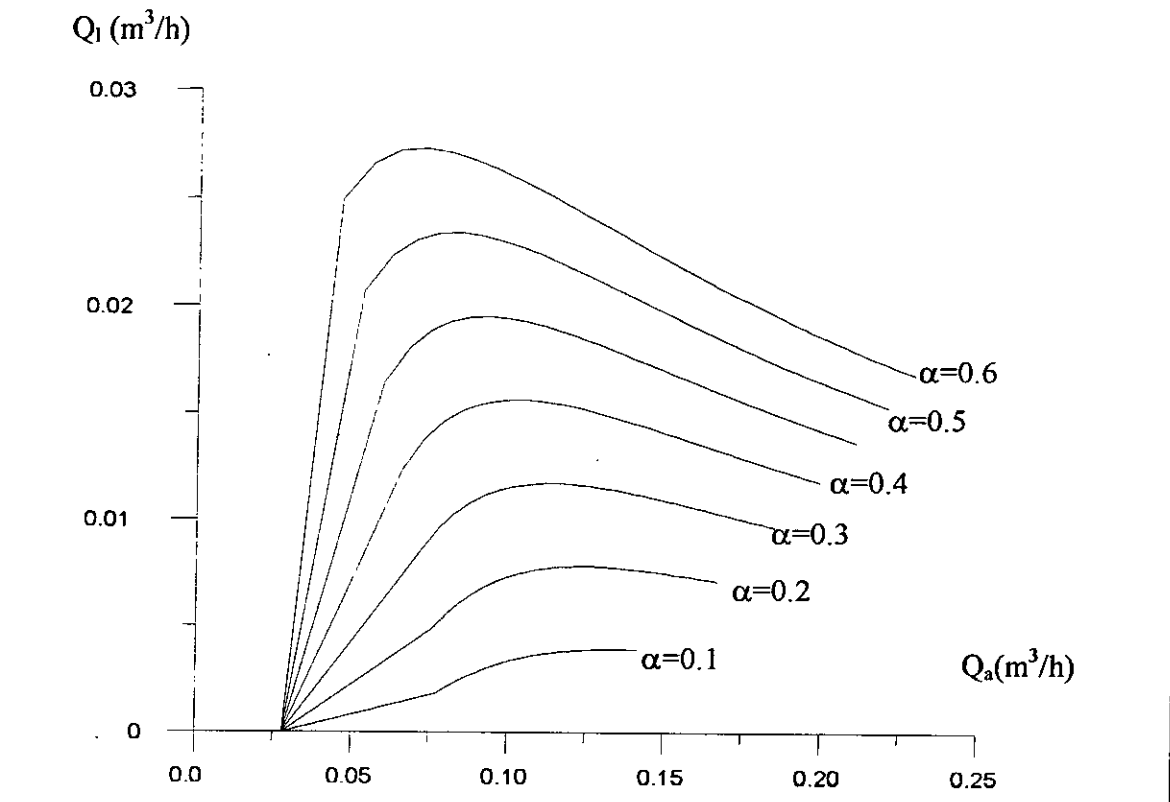


Fig.(3A-2)Variation débit liquide en fonction débit d'air  
Pour  $d=0.12m$   $h=20m$

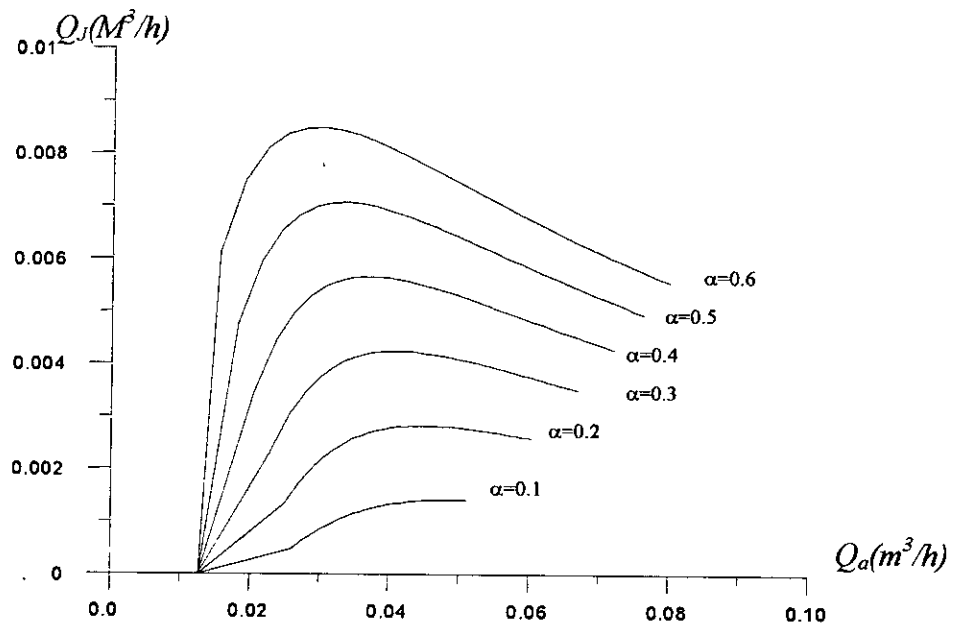


Fig. (3-A-3) :Variation débit liquide en fonction débit d'air  
Pour  $d=0.08m$   $h=10m$

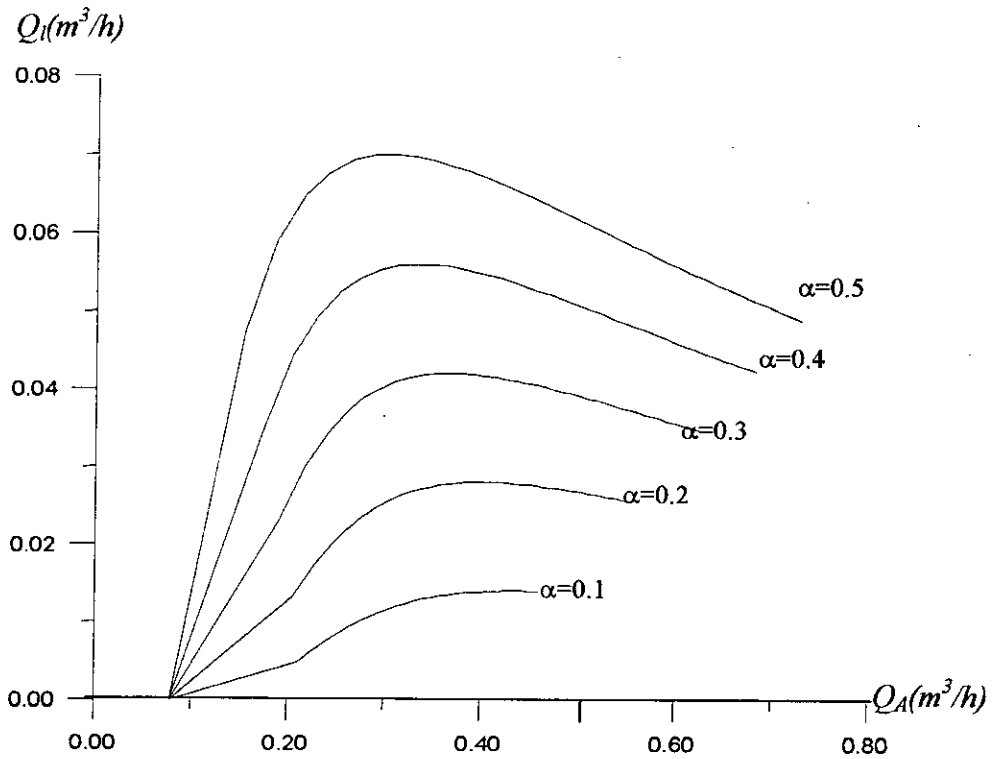
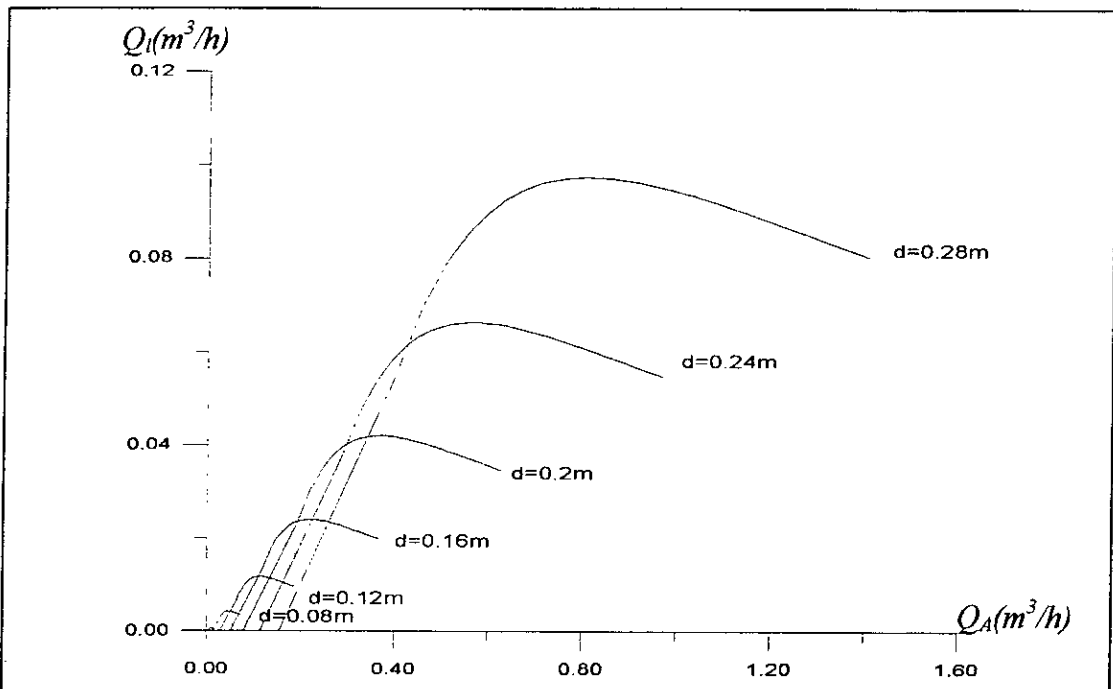
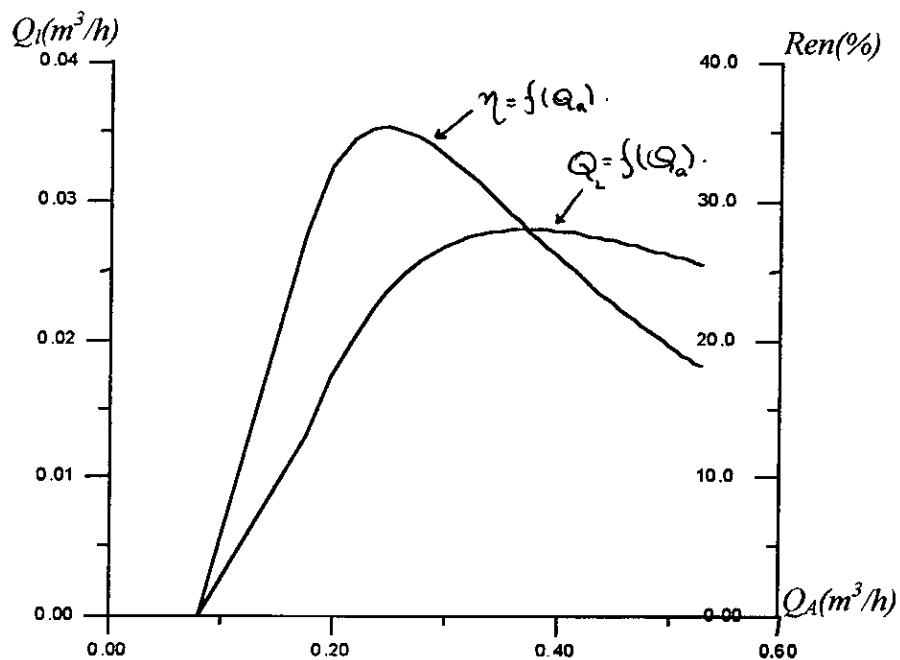


Fig. (3-A-4) :Variation débit liquide en fonction débit d'air  
Pour  $d=0.2m$   $h=20m$



Fig(3-A-5) Variation débit liquide en fonction débit d'air  
 Pour  $h=20m$   $\alpha = 0.3$



Fig(3-C-1) : Variation débit liquide et le rendement en fonction débit d'air  
 Pour  $d=0.2m$   $h=10m$   $\alpha = 0.2$

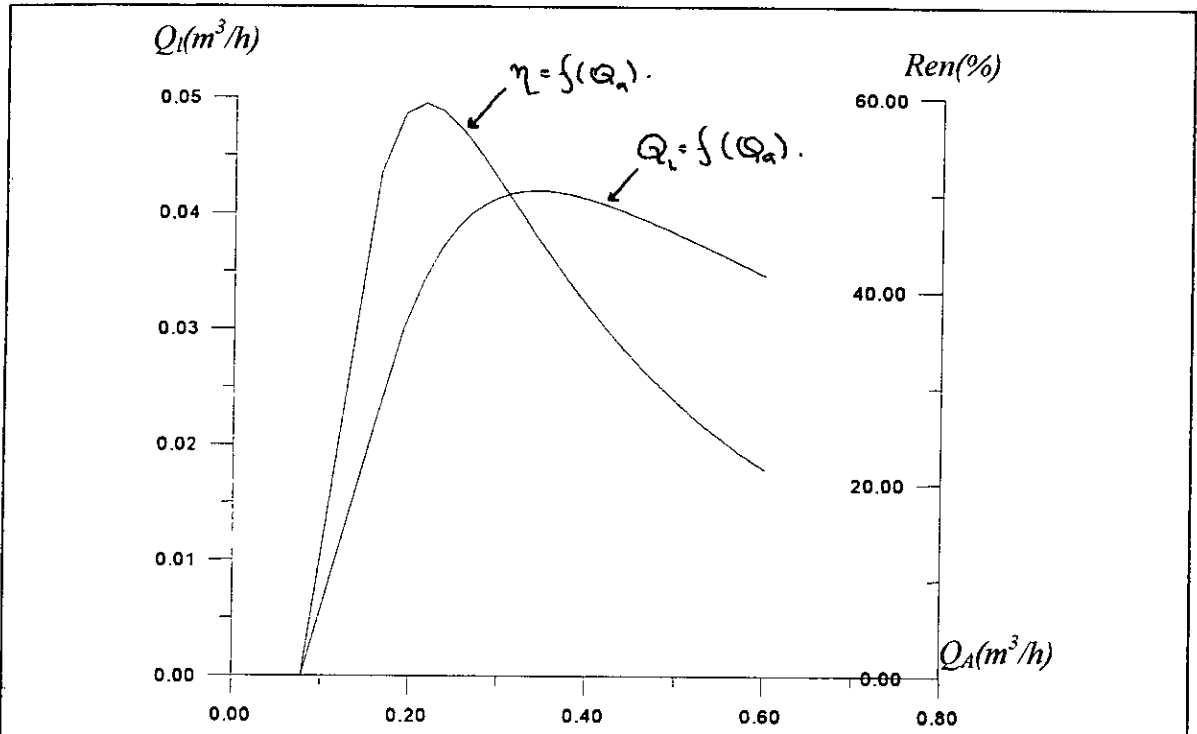


Fig.(3-C-2) Variation débit liquide et le rendement en fonction débit d'air  
 Pour  $d=0.2m$   $h=10m$   $\alpha=0.4$

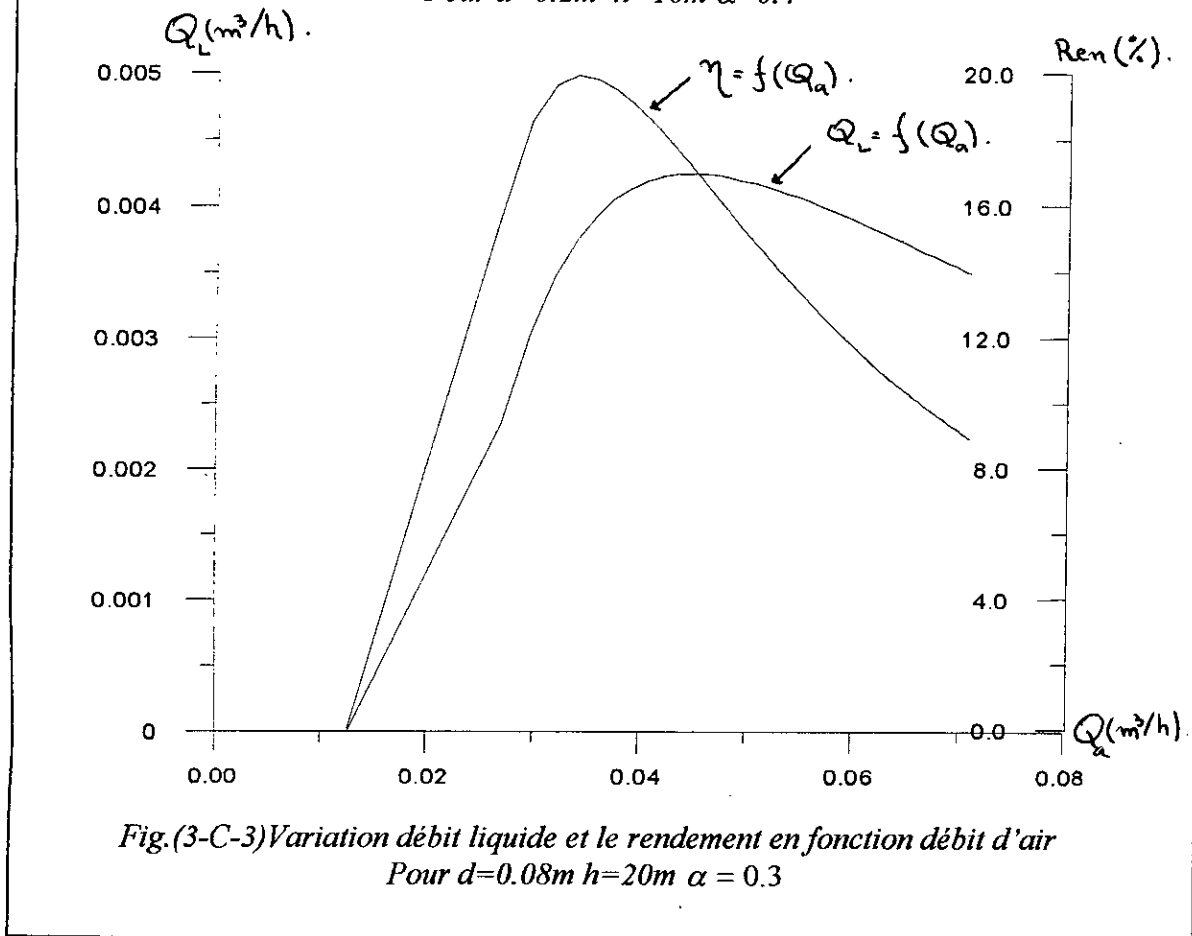
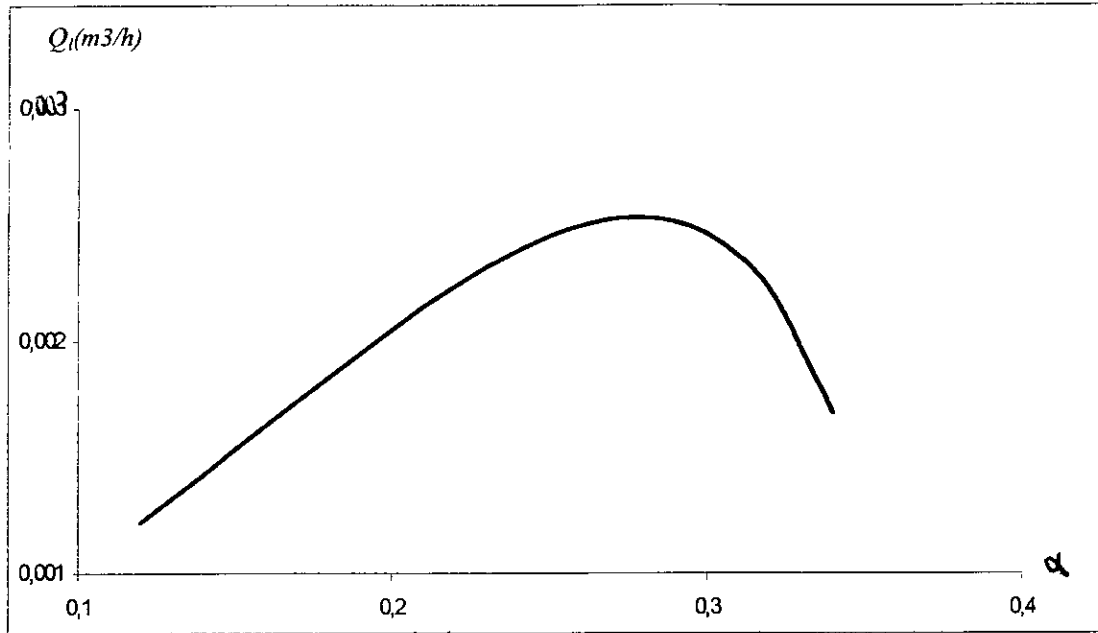
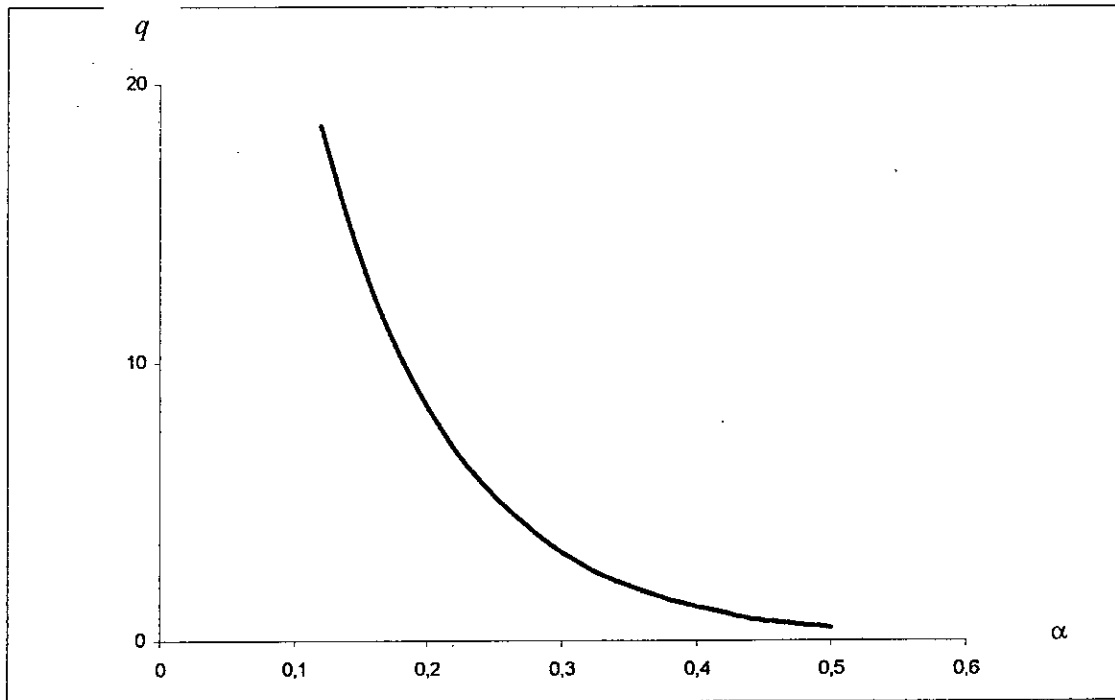


Fig.(3-C-3) Variation débit liquide et le rendement en fonction débit d'air  
 Pour  $d=0.08m$   $h=20m$   $\alpha = 0.3$



variation de debit liquide en fonction de  $\alpha$  :  $Q_l = f(\alpha)$ .



Fig(3-B): Coefficient du débit spécifique en fonction de  $(\alpha)$   $q_l = f(\alpha)$  ; et  $Q_l = f(\alpha)$ .

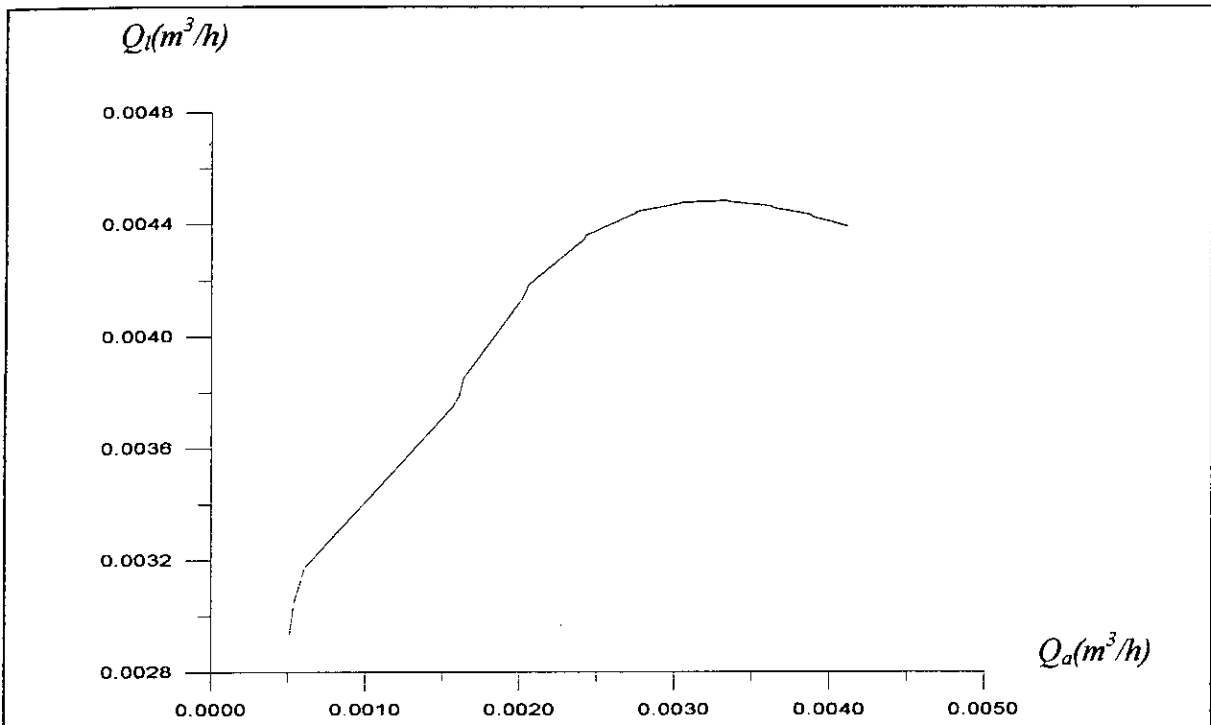
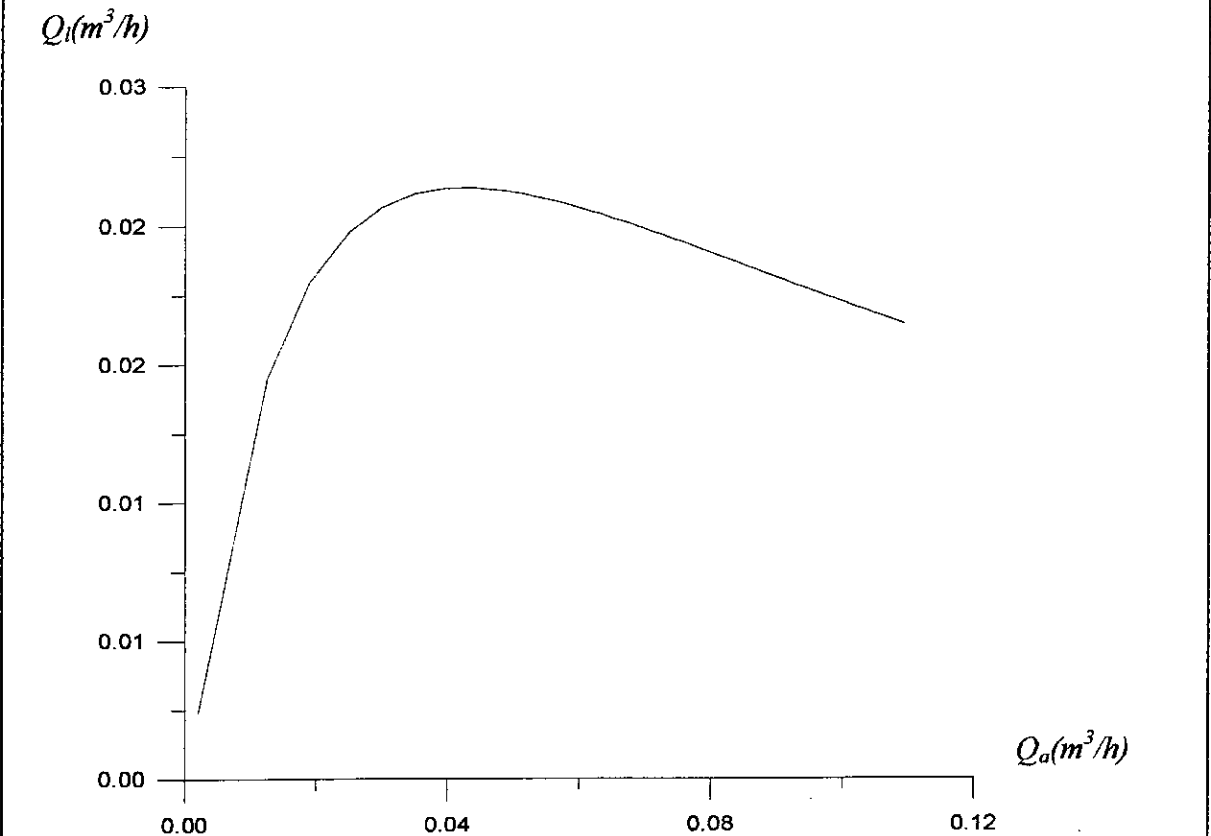
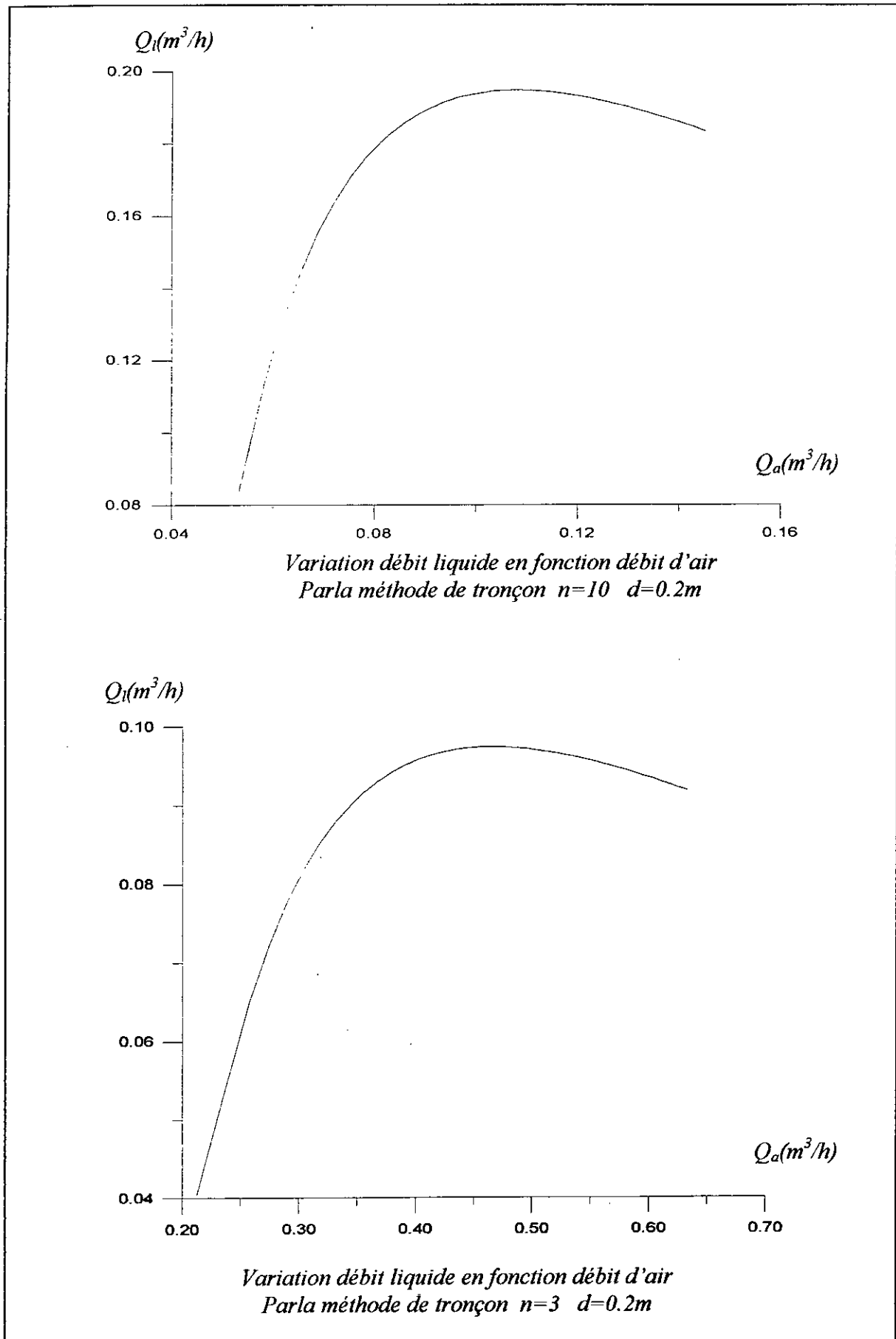


Fig3-E-1 :Variation débit liquide en fonction débit d'air  
 Pour une conduite télescopique nombre de tronçon=3



Fig(3-E-1)Variation débit liquide en fonction débit d'air  
 Pour diamètre :d =c1 exp.(y/10)



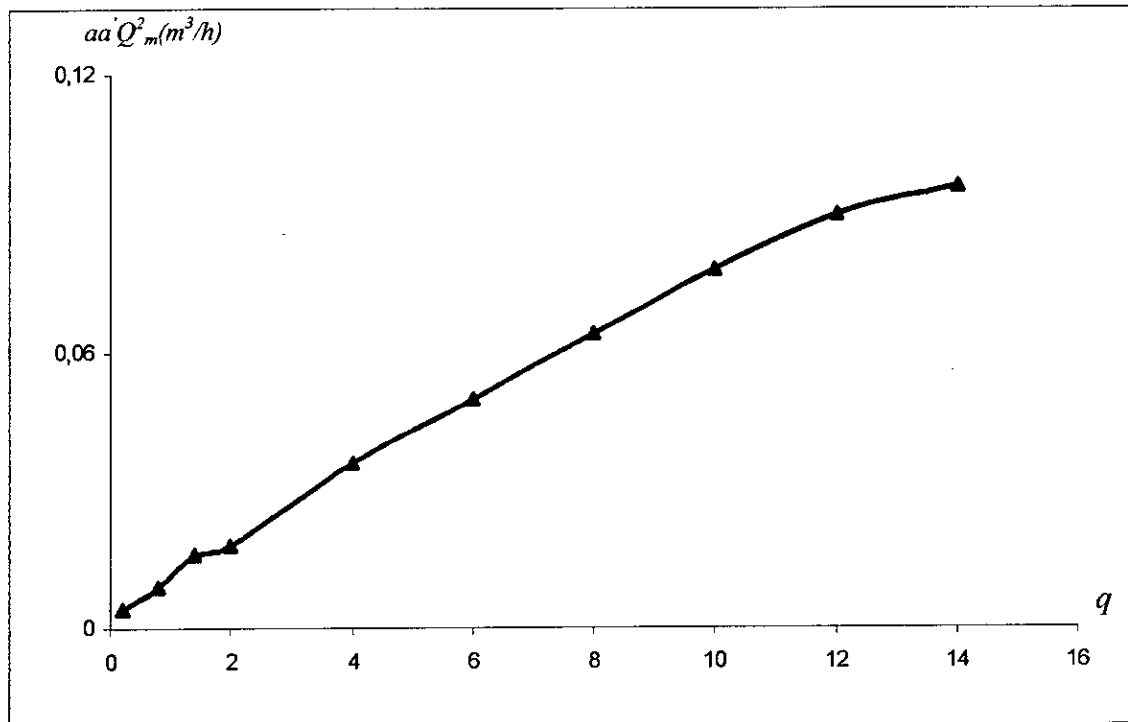
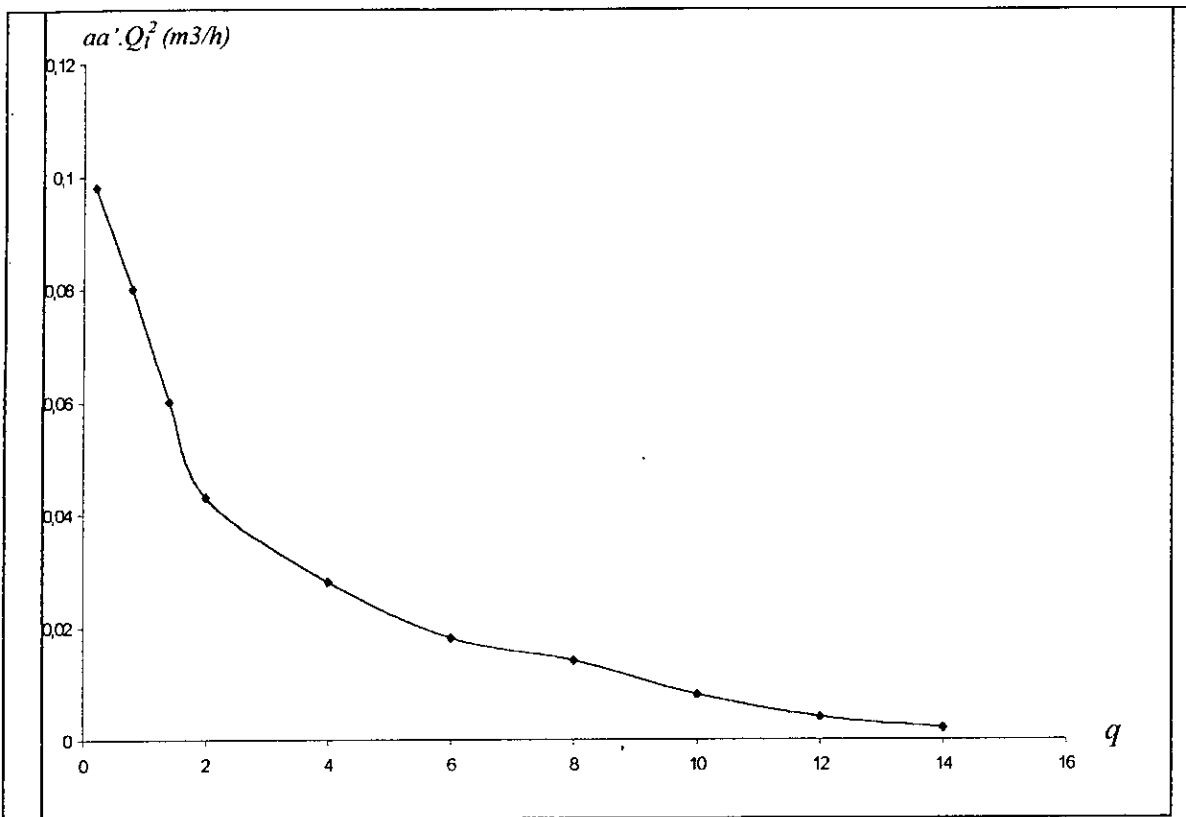
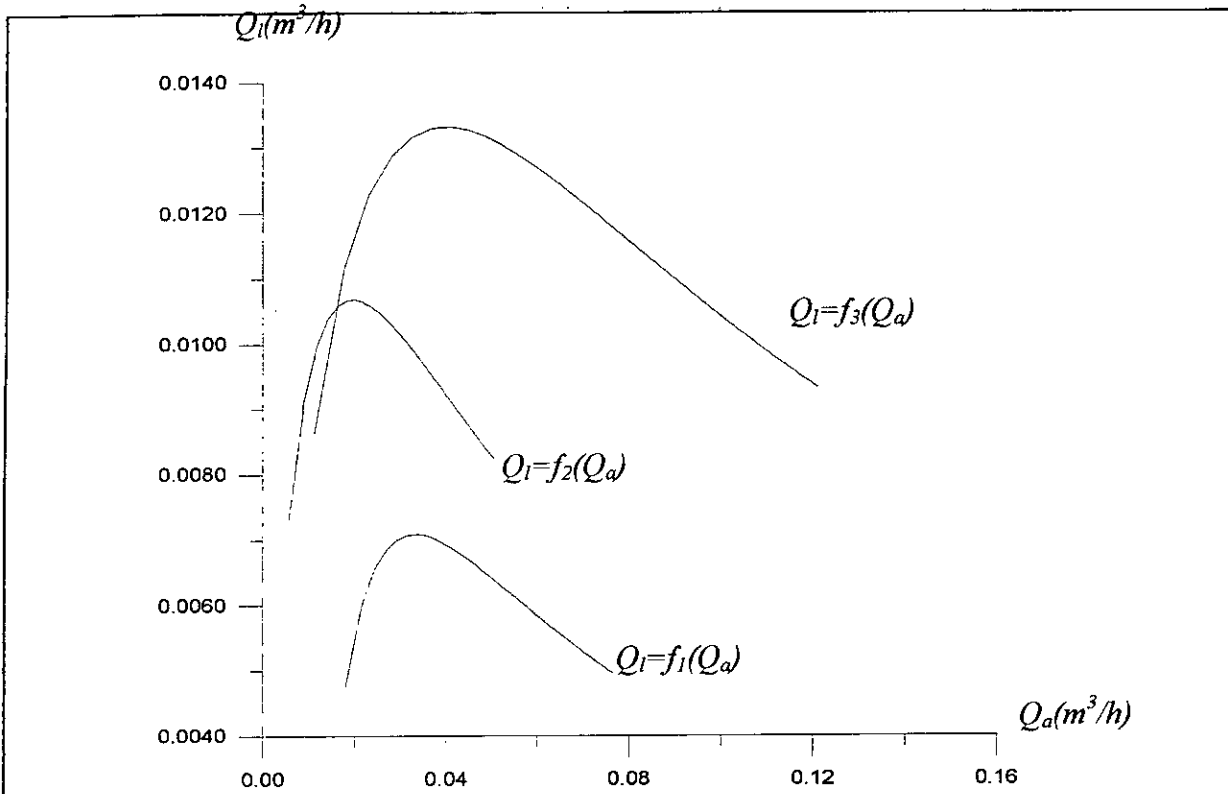
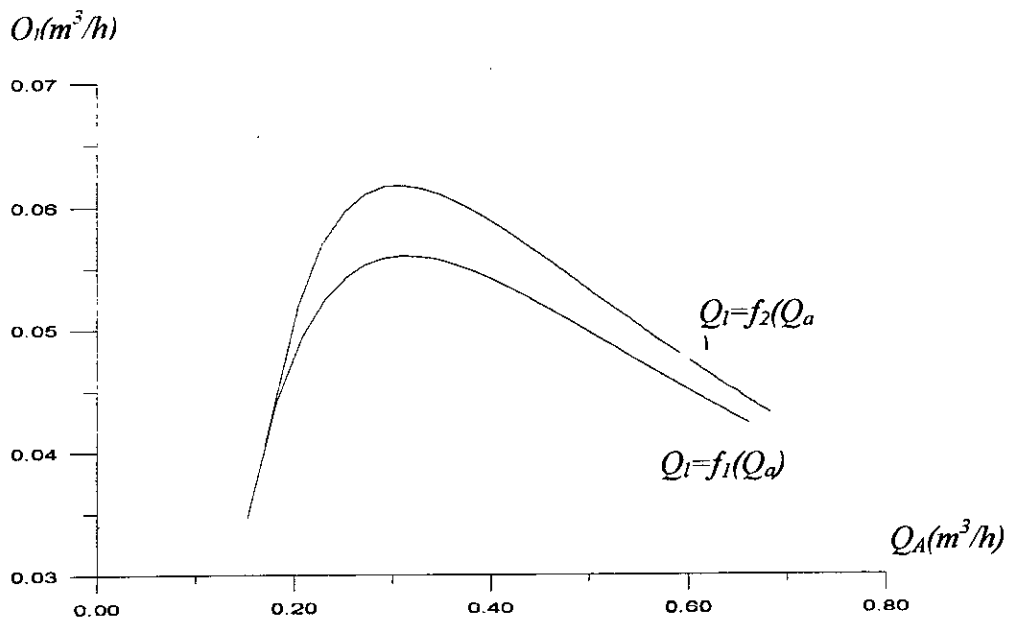


Fig.(3-D) variation de la perte d'énergie en fonction du débit spécifique  $q$ .





Fig(3-F) : Comparaison des résultats qui par la conduite a section constante( $f_1$ ), conduite télescopique( $f_2$ ) et conduite a section augmente



Fig(3-g) : Comparaison des résultats obtenu par la méthode de tronçon( $f_1$ ) Et les résultat obtenu par modèle air- lift

Chapitre IV

# **DIMENSIONNEMENT DE L'AIR-LIFT**

## INTRODUCTION :

L'air- lift comme dispositif hydrodynamique, se manifeste dans plusieurs domaines, ou l'application des procédés ordinaires et classiques deviennent impossibles, dans certaines cas dangereux et dans des cas reviennent très coûteux.

Donc le dimensionnement de l'air- lift est très important pour des raisons suivant :

- ❖ Simplicité de sa construction
- ❖ Sûreté et stabilité du fonctionnement
- ❖ Assurer un fonctionnement à long terme

Les paramètres importants indispensables au calcul et au dimensionnement de l'air- lift sont :

1.  $Q_l$ :*débit liquide refoulé.*
2.  $H$  : *hauteur de refoulement.*
3.  $h$  :*hauteur d'immersion.*

### IV-2 :les principaux éléments constructifs de l'installation :

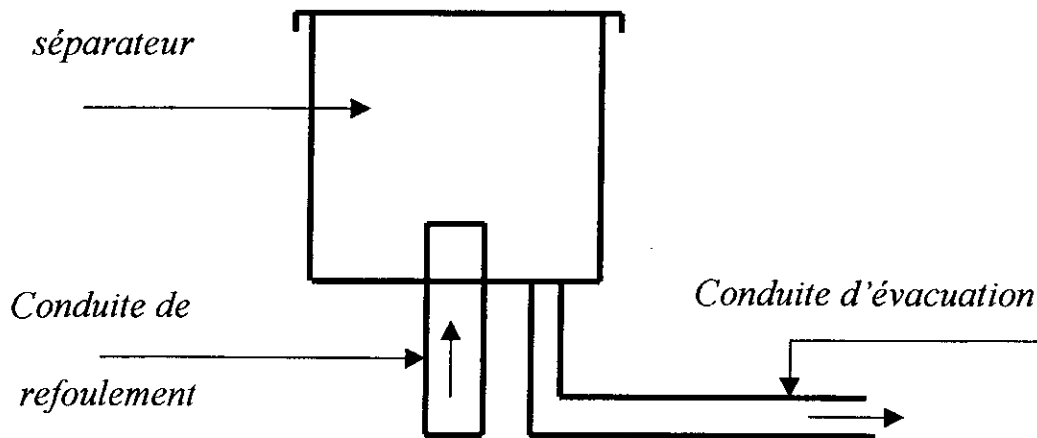
#### IV-2-1 Le séparateur :

Son rôle essentiel est de séparer le courant diphasique air- eau en deux parties :

1. L'air sera évacué vers l'atmosphère.
2. L'eau sera orientée suivant la destination désirée.

Il doit satisfaire au plus aux taches suivantes :

- ❖ Il divise quantitativement le mélange.
- ❖ Il assure la stabilité du fonctionnement.
- ❖ Il support la charge dynamique et doit avoir une résistance hydraulique minimale

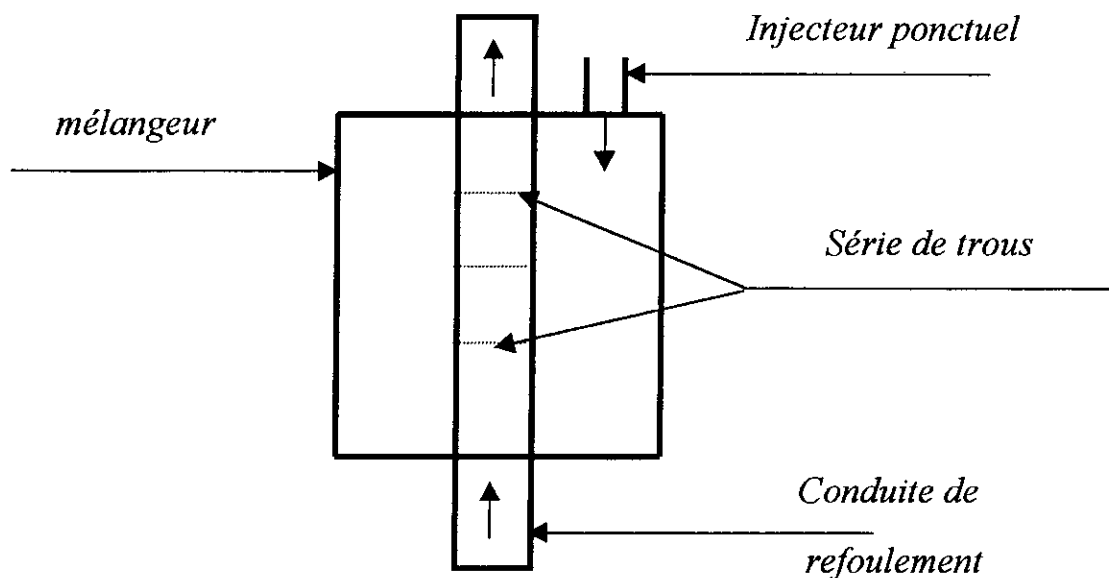


#### IV-2-2 Le mélangeur :

Son rôle essentiel est de réaliser le mélange liquide- air comprimé, en faisant transmettre au liquide l'énergie donnée par l'air comprimé d'une manière efficace.

Le mélangeur ne doit pas résister au passage de l'air dans la conduite de refoulement et inversement de ne pas résister au passage de l'eau dans le mélangeur quand l'air comprimé n'est plus injecté.

Le dessin d'injection doit favoriser la formation de petites , a fin d'augmenter dans  
 Le mesure possible le taux de gaz  $R_g$  , le mélangeur doit contenir des ouvertures pour obtenir un mélange uniforme a l'entrée de la conduite.



#### IV-2-3 Le compresseur :

Les compresseurs à pistons sont les plus utilisés dans l'industrie du gaz , on peut obtenir avec des pressions relativement élevées pouvant être comprise entre 1 bar et 400 bars de  $100 \text{ m}^3/\text{h}$  à *plusieurs milliers de mètres cubes*/ heure avec puissance maximale de l'ordre de  $7500 \text{ kW}$ .

Les compresseurs à pistons réalisent la compression du gaz par la réduction de volume du gaz isolé dans le cylindre.

Le cycle théorique d'évolution du gaz dans un cylindre de compresseur est le suivant :

- ❖ compression et refoulement pendant la course aller.
- ❖ Aspiration pendant la course de retour .

Dans un cycle idéal dans lequel l'espace mort au volume occupé par le gaz en fin de refoulement serait nul, le débit de gaz comprimé pour un retour d'arbre manivelle est égal au volume engendré pendant la course aspiration .

Le débit de compresseur (en tenant compte des pertes de débits) ; est donnée par :

$$Q_c = (1.05 - -1.1)Q_a$$

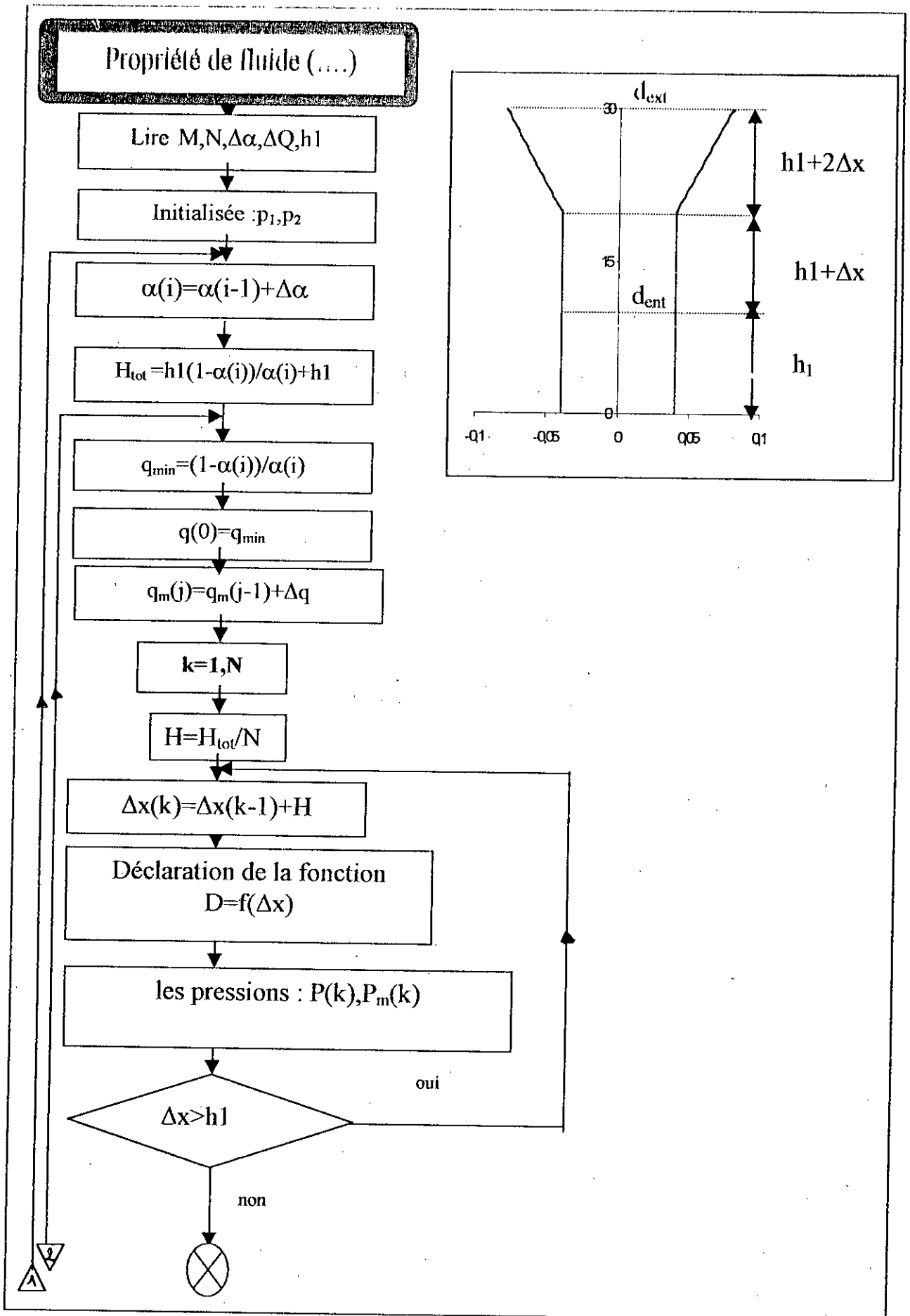
#### IV-3 Forme géométrique de la conduite :

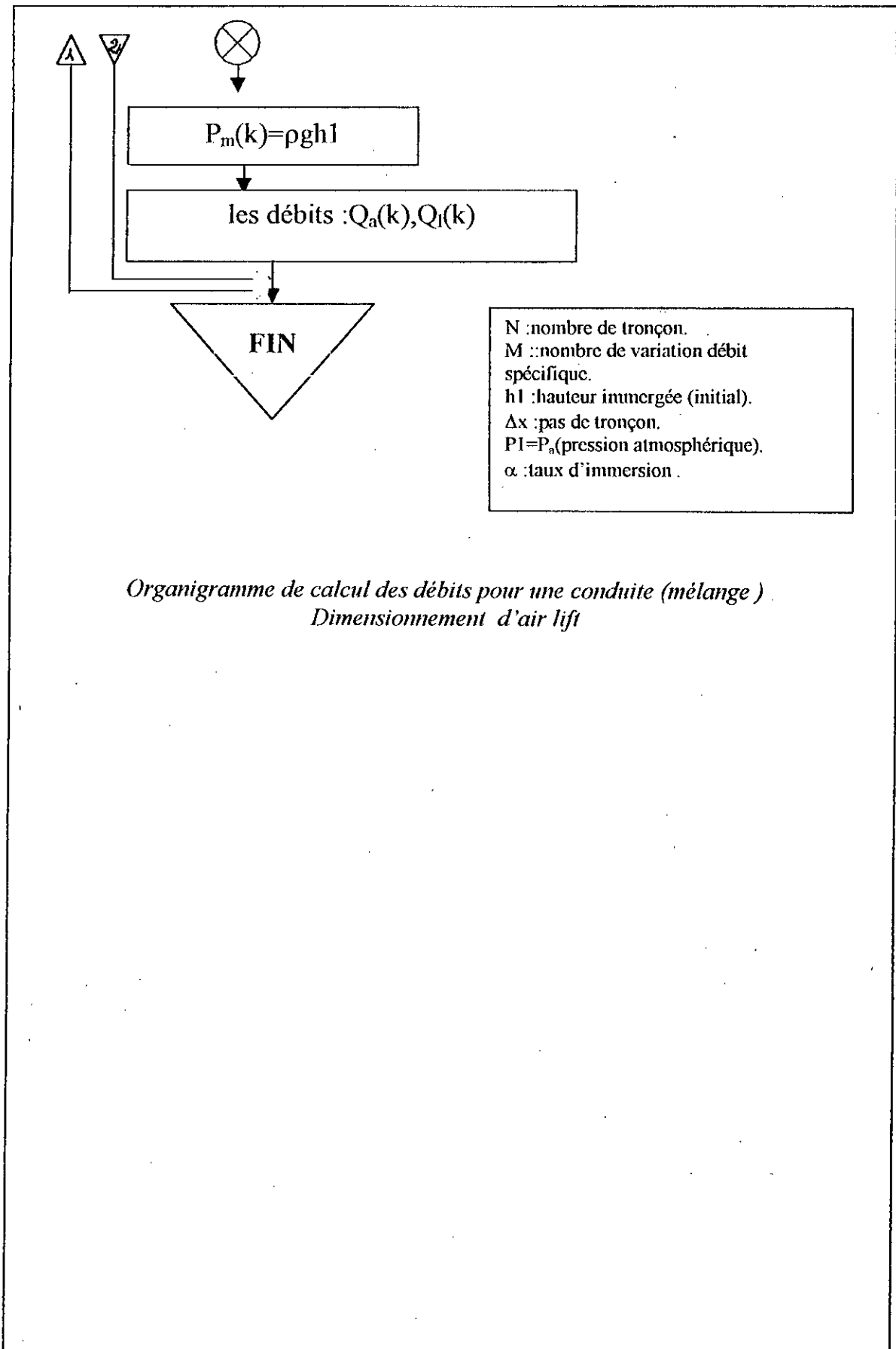
##### « *Choix du diamètre de conduite de refoulement* » :

Nous avons remarquer, a l'approche de sortie de la conduite de refoulement, le rendement aussi le débit liquide diminue.

Cette diminution influera négativement au travail d'air- lift, pour cela nous proposons que la section sera augmenter progressivement a l'approche de sortie.

Cette proposition baser sur la comparaison qui a été faite la conduite a section constante, , conduite télescopique et conduite « mathématique » (fig. 4 -1).





Organigramme de calcul des débits pour une conduite (mélange)  
Dimensionnement d'air lift

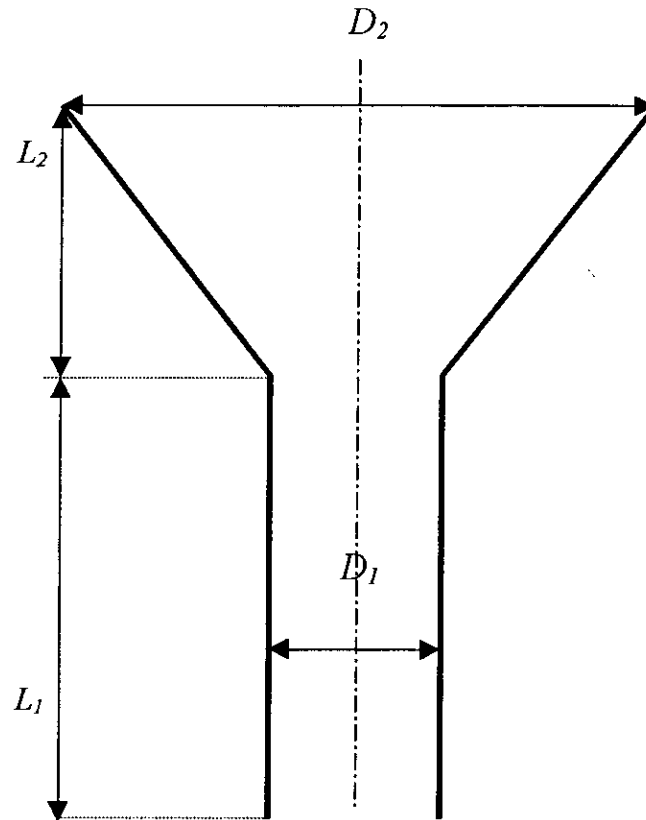


Fig (5-3) : Schéma de conduite d'air lift.

#### IV-4 Choix de rapport d'immersion :

Quel que soit le diamètre de la conduite de refoulement, le rendement de l'air croit si le rapport d'immersion relative augmente, toutefois la pression d'injection augmente aussi.

Pour la détermination de la grandeur de ce paramètre, il faudrait déterminer, la hauteur d'immersion absolue ( $h$ ), cette dernière, elle-même, dépend du domaine d'utilisation de l'air-lift, dépend de la hauteur de refoulement voulue.

#### IV-5 : Quelques tableaux de calcul :

Pour des immersions relatives, très faibles  $0,01 < \alpha < 0,2$ , on voit que la hauteur de refoulement  $H$ , serait très grande par rapport à l'immersion absolue  $h$ , ce qui nécessiterait un grand débit



d'air comprimé, obligera l'utilisation de compresseur très puissant, alors que d'après les configurations d'un écoulement diphasique, un grand débit de gaz perturbera l'écoulement bouchant pour devenir semi-annulaire ou annulaire ou les pertes par frottements et glissements sont importantes.

Aussi, pour  $\alpha > 0,5$ , les hauteurs de refoulement obtenues sont faibles et toujours inférieures à la hauteur d'immersion  $h$ , la pression au mélangeur étant alors à la de, donc il faudrait une grande puissance d'air comprimé, pour transporter le mélange sur seulement une petite longueur de refoulement  $H$ , dans ces deux cas, les rendements obtenus seront lamentables.

**Pour  $d=0.08$**

$\alpha(j)$	$h(m)$	$H_{tot}(m)$	$Q_a(m^3/h)$	$Q_{L\ max}(m^3/h)$	$\eta_{max}(\%)$	$\eta_{opt}(\%)$
0.2	10.0	40.0	0.20731	0.01598	32.29	27.44
0.2	20.0	80.0	0.2425	0.0160	55.52	47.19
0.2	30.0	120.0	0.1277	0.01602	73.25	62.26

$\alpha(j)$	$h(m)$	$H_{tot}(m)$	$Q_a(m^3/h)$	$Q_{L\ max}(m^3/h)$	$\eta_{max}(\%)$	$\eta_{opt}(\%)$
0.3	10.0	23.33	0.18718	0.02392	31.69	26.93
0.3	20.0	46.67	0.217	0.024	54.44	46.27
0.3	30.0	70.0	0.2464	0.02405	72.0	61.2

$\alpha(j)$	$h(m)$	$H_{tot}(m)$	$Q_a(m^3/h)$	$Q_{L\ max}(m^3/h)$	$\eta_{max}(\%)$	$\eta_{opt}(\%)$
0.4	10.0	15.0	0.1617	0.0316	30.97	26.32
0.4	20.0	30.0	0.1911	0.03195	53.065	45.10
0.4	30.0	45.0	0.21996	0.03207	70.39	59.83

$\alpha(j)$	h(m)	$H_{tot}(m)$	$Q_a(m^3/h)$	$Q_{L,max}(m^3/h)$	$\eta_{max}(\%)$	$\eta_{opt}(\%)$
0.5	40.0	10.0	0.13309	0.03882	29.88	25.39
0.5	40.0	20.0	0.1626	0.03968	51.77	44.00
0.5	40.0	30.0	0.179	0.3968	68.51	58.23

**Pour d=0.20**

$\alpha(j)$	h(m)	$H_{tot}(m)$	$Q_a(m^3/h)$	$Q_{L,max}(m^3/h)$	$\eta_{max}(\%)$	$\eta_{opt}(\%)$
0.2	10.0	40.0	0.34809	0.02780	34.119	29.001
0.2	20.0	80.0	0.40495	0.2801	58.96	50.12
0.2	30.0	120.0	0.45264	0.02801	78.267	66.527

$\alpha(j)$	h(m)	$H_{tot}(m)$	$Q_a(m^3/h)$	$Q_{L,max}(m^3/h)$	$\eta_{max}(\%)$	$\eta_{opt}(\%)$
0.3	10.0	23,33	0,23633	0.04179	33.50	28.48
0.3	20.0	46.67	0.34901	0.04179	57,803.	49.132
0.3	30.0	70.0	0.39681	0.04196	76.835	64.651

$\alpha(j)$	h(m)	$H_{tot}(m)$	$Q_a(m^3/h)$	$Q_{L,max}(m^3/h)$	$\eta_{max}(\%)$	$\eta_{opt}(\%)$
0.4	10.0	15.0	0.27186	0.05528	32.767	27.852
0.4	20.0	30.0	0,30.0	0.05582	56.4.29	47.974
0.4	30.0	45.0	0.34923	0.05582	75.006	63.755

$\alpha(j)$	$h(m)$	$H_{tot}(m)$	$Q_a(m^3/h)$	$Q_{L,max}(m^3/h)$	$\eta_{max}(\%)$	$\eta_{opt}(\%)$
0.5	40.0	10.0	0.22371	0.06781	31.438	26.722
0.5	40.0	20.0	0.27234	0.06932	54.905	46.67
0.5	40.0	30.0	0.3194	0.06994	68.885	58.552

**Pour d=0.24**

$\alpha(j)$	$h(m)$	$H_{tot}(m)$	$Q_a(m^3/h)$	$Q_{L,max}(m^3/h)$	$\eta_{max}(\%)$	$\eta_{opt}(\%)$
0.2	10.0	40.0	0.51814	0.04385	35.604	30.264
0.2	20.0	80.0	0.60331	0.04413	61.917	52.629
0.2	30.0	120.0	0.68683	0.04419	82.431	70.066

$\alpha(j)$	$h(m)$	$H_{tot}(m)$	$Q_a(m^3/h)$	$Q_{L,max}(m^3/h)$	$\eta_{max}(\%)$	$\eta_{opt}(\%)$
0.3	10.0	23.33	0.45981	0.0654	34.981	29.734
0.3	20.0	46.67	0.53148	0.06592	60.740	51.629
0.3	30.0	70.0	0.60216	0.06619	80.844	68.717

$\alpha(j)$	$h(m)$	$H_{tot}(m)$	$Q_a(m^3/h)$	$Q_{L,max}(m^3/h)$	$\eta_{max}(\%)$	$\eta_{opt}(\%)$
0.4	10.0	15.0	0.40550	0.08605	34.229	29.095
0.4	20.0	30.0	0.4689	0.8730	59.32	50.430
0.4	30.0	45.0	0.53051	0.08805	78.821	66.998

$\alpha(j)$	h(m)	H <sub>tot</sub> (m)	Q <sub>a</sub> (m <sup>3</sup> /h)	Q <sub>L max</sub> (m <sup>3</sup> /h)	$\eta_{max}$ (%)	$\eta_{opt}$
0.5	40.0	10.0	0.34265	0.10934	32.821	27.898
0.5	40.0	20.0	0.41599	0.10934	55.957	47.563
0.5	40.0	30.0	0.45131	0.10934	76.890	65.357

## IV-6 : Propositions des modèles de l'air lift :

$\alpha(j)$	h(m)	H <sub>tot</sub> (m)	Q <sub>a</sub> (m <sup>3</sup> /h)	Q <sub>L max</sub> (m <sup>3</sup> /h)	$\eta_{max}$ (%)	$\eta_{opt}$
0.2	30.0	120.0	0.1277	0.01602	73.25	62.26
0.3	30.0	70.0	0.2464	0.02405	72.0	61.2
0.4	30.0	45.0	0.21996	0.03207	70.39	59.83
0.5	40.0	30.0	0.179	0.3968	68.51	58.23

$\alpha(j)$	h(m)	H <sub>tot</sub> (m)	Q <sub>a</sub> (m <sup>3</sup> /h)	Q <sub>L max</sub> (m <sup>3</sup> /h)	$\eta_{max}$ (%)	$\eta_{opt}$
0.2	30.0	120.0	0.45264	0.02801	78.267	66.527
0.3	30.0	70.0	0.39681	0.04196	76.835	64.651
0.4	30.0	45.0	0.34923	0.05582	75.006	63.755
0.5	40.0	30.0	0.3194	0.06994	68.885	58.552

$\alpha(j)$	h(m)	H <sub>tot</sub> (m)	Q <sub>a</sub> (m <sup>3</sup> /h)	Q <sub>L max</sub> (m <sup>3</sup> /h)	$\eta_{\max}$ (%)	$\eta_{\text{opt}}$ (%)
0.2	30.0	120.0	0.68683	0.04419	82.431	70.066
0.3	30.0	70.0	0.60216	0.06619	80.844	68.717
0.4	30.0	45.0	0.53051	0.08805	78.821	66.998
0.5	40.0	30.0	0.45131	0.10934	76.890	65.357

Chapitre V

# MODELE CELLULAIRE

## INTRODUCTION:

Le modèle présenté, permet la prédétermination du gradient de pression ( $dp/dz$ ), du taux global de gaz ( $R_g$ ) et de grandeurs caractéristiques de l'intermittence, dans un écoulement à poches et bouchons en conduites verticales.

L'écriture des lois de conservation en moyens phasique conditionnel conduit à la définition d'une cellule moyenne.

La fermeture du modèle est assurée par des lois de contraintes de cisaillement film - paroi, film - poche par une loi d'arrachage du gaz ou du culot. De la poche une loi de glissement du gaz les bouchons et une loi de la vitesse moyenne de propagation des front de poches .

### V-1- Le régime à poche et à bouchons :

#### V 1-1- Structure cellulaire :

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

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

Dans un repère mobile lié à la poche, (fig 5-1) le film liquide descend une proportion plus au moins de grande de ce film descend par conséquent, au niveau de l'interface queue de poche - front de bouchon, le film pénètre dans le bouchon, en arrachant à la poche une certaine quantité de gaz, la pénétration du film liquide à contre-courant dans le bouchon crée une zone du "culot" de poche tourmentée et aérée . le film transporte peu de bulles , l'alimentation en gaz des bouchons s'effectue donc principalement par le phénomène d'arrachage . la poche monte plus vite que les bulles entraînées dans le bouchon de liquide , par conséquent , la poche "rattrape " la majorité de gaz contenu dans le bouchon l'alimentation en gaz de la poche s'effectue par le captage des bulles au nez de la poche.

## V-2- Bases de la modélisation :

### V-2-1 Notion de la cellule moyenne :

Le traitement des équations de conservation phasique intégrées sur une section "A" de la conduite par différents types de moyenne permet de développer un modèle à structure cellulaire qui compromet une telle approche : l'écoulement intermittent superpose des zones à phases séparées et zones à phases dispersées. Il faut certainement introduire des lois phénoménologiques spécifiques aux zones poche et bouchon.

Le modèle présenté, permet de décrire l'évolution du taux de présence de phase, des vitesses phasiques et du gradient de pression dans une cellule moyenne.

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

La cellule moyenne équivalente comprend une configuration à phase séparée, la partie poche - film, et une configuration à phase dispersée, la partie bouchon.

Dans ce qui suit on notera par les indices suivants :

$\beta$  : indice de configuration.

K : indice de phase.

zones à phase séparée  $\beta=S$

K = f film

K = p poche.

Zone à phase dispersée :  $\beta=D$

K = g gaz

K = L liquide

I : indice désigne le numéro d'une cellule observée à l'abscisse X, à partir de l'instant  $t_{\beta 1}$ , pendant une durée  $\theta_{\beta 1}$  de configuration  $\beta$  ( $\theta_{\beta 1}$  sont les réalisations de la variable aléatoire  $\theta_{\beta}$  durée de configuration ).



### V-2-2 Opérateurs de moyenne:

Trois types de moyennes temporelles sont appliqués à une grandeur phasique déjà moyenne dans la section d'abscisse X ; soit  $\langle G_k(X,t) \rangle$  une telle grandeur :

1- Moyenne temporelle  $G(X,t)$  :

$$G_k = \frac{1}{T} \int_t^{t+T} \langle G_k(X,t) \rangle dt \quad (5.1)$$

2- Moyenne par configuration  $G_{k\beta}$ :

$$G_{k\beta} : \langle G_k \cdot \chi_\beta(X,t) \rangle \quad (5.2)$$

La fonction de pondération  $\chi_\beta$  caractérise la présence de la configuration  $\beta$

Dans chaque cellule :

$$t \in [t_{\beta 1}, t_{\beta 1} + \theta_{\beta 1}] \quad \chi_\beta = \chi_{\beta 1} = 1$$

$$t \notin [t_{\beta 1}, t_{\beta 1} + \theta_{\beta 1}] \quad \chi_\beta = 0$$

### 3) Moyenne cellulaire :

Afin de décrire l'évolution interne d'une grandeur dans chaque cellule, on introduit une variable interne  $\theta$  qui caractérise le temps écoulé entre le passage d'un et l'instant d'observation.

la moyenne cellulaire  $G$  est défini par:

$$G_{k\beta} = \langle G_k(X,t) \delta_\beta(X,t, \theta) \rangle \quad (5-3)$$

La fonction de pondération  $\delta_\beta$  permet de choisir l'instant d'observation dans une configuration d'une cellule passant par l'abscisse x..

$$t \in [t_{\beta 1}, t_{\beta 1} + \theta_{\beta 1}] \quad \delta_{\beta 1} = \delta_{\beta 1}(t_{\beta 1} + \theta)$$

Ou  $\delta_{\beta 1}$  est une distribution de *DIRAC* ;

### V-2-3- Equations de base :

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

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

Les variables du modèle sont :

- Les taux de présences  $R_{\beta k}(Z')$  avec  $R_{g\beta} + R_{l\beta} = 1$ ;
- Les vitesses phasiques  $V'_{k\beta}(Z')$  dans le repère lié à la cellule moyenne;
- Le gradient de pression  $dp/dz$  en admettant l'égalité des pressions dans chaque phases à une abscisse.

### V-3- Lois de fermeture :

#### V-3-1- Dans la zone film- poche :

a- loi de frottement interfacial entre le film et la poche : fig (5-1):

On peut interpréter les concepts de turbulence de paroi, dans le gaz, comme si l'interface liquide, est une paroi mobile.

En admettant que la vitesse de la paroi est la vitesse du film  $V_{FSO}$  à l'interface. dans ce cas, les résultats classiques des écoulements turbulents en conduite circulaire s'appliquent au gaz contenus dans la poche.

Admettant aussi que  $V_{ps}(y)$  :

La vitesse locale de la pseudo - phase poche à l'abscisse  $y$  .

A l'interface ( $y=0$ )  $\Rightarrow V_{ps}(0) = V_{FSO}$

Au centre de la conduite ( $y=R$ )  $\Rightarrow V_{ps}(R_i) = V_{FSO}$  avec  $R_i = R - e_f$

La loi de frottement s'exprime par :

$$\tau_{is} = \frac{1}{2} \rho_g f_{is} (V_{FSO} - V_{Ps})^2 \quad (5-4)$$

Avec  $f_{is}$  : est donné par la loi de "COLEBROOK"

$$\frac{1}{2(f_{is})^{1/2}} = 1.74 - 2 \log\left(\frac{K_{is}}{R_l} + \frac{18,7}{2R_{ep}(f_{is})^{1/2}}\right)$$

$K_{is}$  : la rugosité interface est exprimée en fonction de l'épaisseur du film  $e_f$  et

Sous la forme :  $K_{is} = C_0 e_f$

$$R_{ep} = 2 \frac{|V_{Fso} - V_{Ps}|}{v_g} R$$

$$\tilde{V}'_{PS} = \frac{2}{R_l} \int_0^{R_l} \left(1 - \frac{y}{R_l}\right) V'_{PS}(y) dy \quad (5-6)$$

$\tilde{V}'_{PS}$  : vitesse de la section de la poche.

La loi de variation du frottement qui dépende de  $R_l$ , de la rugosité de la paroi ( $K_{is}$ ) et de l'épaisseur moyenne du film ( $e_f$ ). S'exprime en fonction de :

1- Une loi de paroi universelle :

$$\frac{V'_{PS}(y)}{u_i^*} = \frac{V'_{PSO}}{u_i^*} - A \ln\left(\frac{y}{R_l}\right) - a R_{el}^* \quad (5-7)$$

avec  $u_i^*$  : la vitesse de frottement interfacial construit sur le cisaillement  $\tau_i$

$$u_i^* = \left[ \frac{|\tau_i|}{\rho_g} \right]^{1/2} \quad (5-8)$$

2- La valeur de la vitesse moyenne  $V'_{PS}$ , relation (6).

3- Loi de COLBROOK :

$F_f = f(K_{is}/R_l, R_{ep})$ .

$$\Rightarrow a(R_{el}^*) = 8,5 - 4\sqrt{2} \log\left(1 + \frac{18,7}{4\sqrt{2}R_{el}^*}\right) \quad (5-9)$$

avec : 
$$R_{el}^* = \frac{u_l^* K_l}{v_g} \quad (5-10)$$

b- **Loi d'entraînement de gaz** : (Echange de gaz au fond de la poche) (fig.5-1).

En bout de poche, le film liquide tombant à grande vitesse entraîne un débit  $q_{ge}$  de gaz, une partie  $q_{gc}$  est restituée par agitation au fond de la poche(culot) . Le débit complémentaire  $q_g$  représente le débit de gaz alimentant réellement le bouchon.

D'où :

$$q_g = q_{ge} - q_{gc} \quad (5-11)$$

La modélisation consiste à évaluer le prototype du débit effectivement transmis au bouchon  $q_g$  par rapport au débit entraîné  $q_{ge}$ .

Soit  $\alpha_q$  le rapport suivant :

$$\alpha_q = q_{ge} / q_g.$$

comme :  $q_{ge} = q_g + q_{gc}$ .

il vient :

$$\alpha_q = (q_{gc} / q_g) + 1 \quad (5-12)$$

Pour résoudre le problème de la modélisation de  $\alpha_q$  on retient l'hypothèse proposée par DUKLER .

Le débit  $q_{gc}$  de gaz est modéliser par la relation :

$$q_{gc} = A_I \alpha_k V'_{gc}. \quad (5-13)$$

$A_I$  : la surface complète de la poche. :  $A_I = \pi R_i^2$

$\alpha_k$  : le taux de gaz.

$V'_{gc}$  : vitesse du gaz au culot , imprimée par le liquide.

$$V'_{gc} = 0.25 V_{fso}$$

Soit  $A_E$  la section par laquelle le débit  $q_{ge}$  est entraîné.

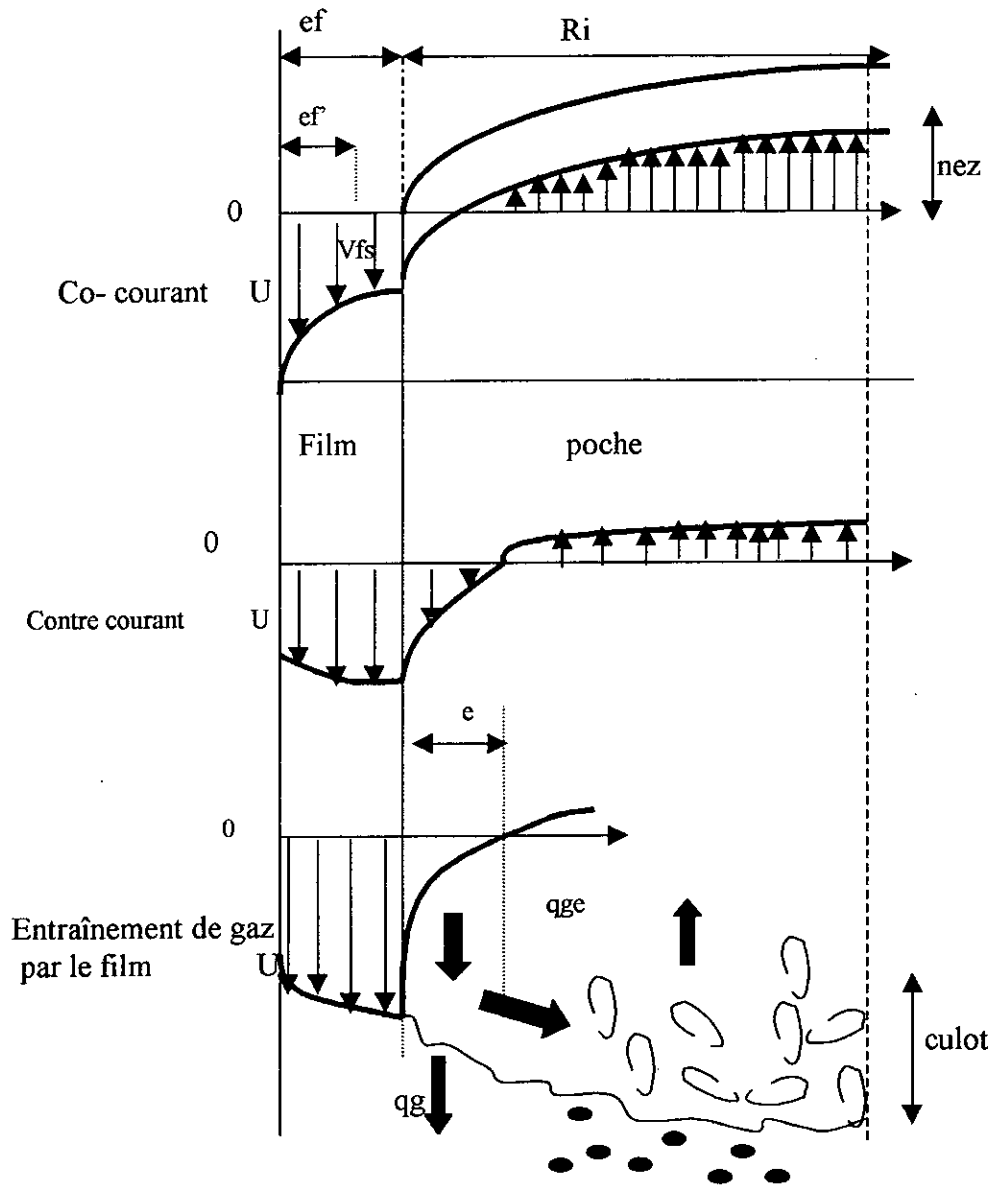


Fig.(5-1) : écoulement à poche

$$A_E = A_I - \pi(R_I - \delta_E)^2 = \pi R_I^2 \left(1 - \left(1 - \frac{\delta_E}{R_I}\right)^2\right) \quad (5-14)$$

$\delta_E$  : l'épaisseur de la couche de gaz qui se déplace à une vitesse relative  $V'_{PS}(y)$  positivement, est entraînée dans le bouchon :

$$V'_{PS}(\delta_E) = 0$$

Soit:

$$\frac{\delta_E}{R_I} = \text{EXP} \left[ 0,4 \frac{\tilde{V}'_{PSO}}{U_I^*} \right]$$

$$q_{gE} = 2\pi \int_0^{\delta_E} (R_I - y) \tilde{V}'_{PS}(y) dy \quad (5-15)$$

A l'aide de la relation ( $\tilde{V}'_{PSO} = \tilde{V}'_{PS} - 3,75\tilde{U}_I$ ) pour le calcul de  $q_{gE}$  et pour la modélisation de  $q_{gc}$  on peut déterminer le débit  $q_g$  par la relation de  $\alpha_q$  on obtient:

$$q_{gE} = 5\pi R_I^2 \tilde{U}_I \delta_E \left(1 - \frac{\delta_E}{4}\right) \quad (5-16)$$

$$q_{gc} = -\pi R_I^2 \left[ \tilde{V}'_{PSO} + 1,25\tilde{U}_I (1 - \delta_E)(3 - \delta_E) \right] \quad (5-17)$$

$$q_g = \pi R_I^2 V'_{PS} \quad (5-18)$$

### c) Loi de frottement pariétal dans le film $\tau_{wf}$ :

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

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

$$\rho_F V_F \frac{dV'_F}{dy} = \tau_{WF} \quad (5-19)$$

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

$$\tau_{WF} = \frac{1}{2} \rho_F f_{WF} (V'_{FS} - U) |V'_{FS} - U| \quad (5-20)$$

avec :

$$f_{WF} = 24 \alpha_0 R_{cF}^{-1}$$

$$R_{cF} = \frac{4 e_F |V'_{FS} - U|}{v_F} \quad (5-21)$$

$$\alpha_0 = \frac{1}{1 + \frac{\alpha_c}{2} - \frac{\alpha_c}{4} \xi_I} \quad (5-22)$$

ou :

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

$$\xi_I = \frac{R_I}{R}$$

On peut obtenir une relation entre  $V'_{fs}$  et  $V'_{Fso}$  pour  $\beta=1$ .

$$\frac{\tilde{V}'_{Fso} - U}{v'_{FS} - U} = \frac{2}{3} \frac{1 + \alpha_c + \frac{\xi}{6} (1 - \alpha_c)}{\alpha_c} \quad (5-23)$$

En écoulement turbulent : dans le film correspond une structure complexe qui résulte de l'interaction la turbulence produite à la paroi et la turbulence produite à l'interface.

Des études faite ont permis de caractériser des écoulements de ce type, en configuration stratifiée a été montrer que près des parois, se retrouvent des comportements de turbulence de paroi. Par contre, sous l'interface, le transport de turbulence est très importante et peut générer des écoulement secondaire .

Sans information expérimentale précise sur l'effet turbulents minces, c'est le bilan de quantité de mouvement en écoulement parallèle qui est retenue, avec les schémas de profil de vitesse présentés sur la figure (5-1)

L'épaisseur  $e_{fi}$ , détermine la zone de validité du profil de vitesse logarithmique vis-à-vis de la zone à vitesse uniforme dominée par la turbulence interfacial.

Le cisaillement pariétal s'écrit:

$$\tau_{WF} = \frac{1}{2} \rho_F \rho_{WF} (V'_{FSI} - U) |V'_{FSI} - U| \quad (5-24)$$

Ou

$$f_{wf} = \rho_{WF} \left( \frac{K_W}{2e_{FI}}, R_{eFSI} \right)$$

Donne par une loi type COLEBROOK:

$$R_{eFI} = \frac{4e_{FS} |V'_{FSI} - U|}{\nu_F} \quad (5-25)$$

$$e_{FI} = \frac{e_F}{1 + |\alpha_c|} \quad (5-26)$$

On peut ainsi obtenir une relation entre  $V'_{FSI}$  et  $V'_{FSO}$  tel que:

$$V'_{FSI} = V'_{FSO} - 2,5 U_{WF}^* \frac{4R - e_{FI}}{2(2R - e_{FI})} \quad (5-27)$$

Ou

$$U_{WF}^* = \left[ \frac{|\tau_{WF}|}{\rho_F} \right] \quad (5-28)$$

### V-3-2 Lois de fermeture dans le bouchon:

#### A) Lois de glissement du gaz dans le bouchon:

$$G = V_{GD} - V_{LD} \quad (5-29)$$

Le glissement  $G$  est relié au diamètre des bulles par les abaques de Paramètre suivant le nombre de MORTON et le nombre de 'EOTVOS'  $E_0$

$$G = G(M_0, E_0)$$



Avec :

$$M_0 = \frac{g\mu_L^4}{\rho_L \sigma^3}$$

$$E_0 = \frac{gd_b^2}{\sigma_L}$$

La relation entre le diamètre  $d_B$  et la dissipation d'énergie dans le liquide est  $\xi_{LD}$ ,

Est donnée par la forme de *HINZE* :

$$d_B = \left( C \frac{\sigma}{\rho_L} \right)^{3/5} (\varepsilon_{LD})^{-2/5} \quad (5-30)$$

avec :  $C=0,725$ .

$$\varepsilon_{LD} = \frac{2}{R} \left( \frac{U_g + U_L}{1 - R_{gD}} \right) \frac{\tau_{wD}}{\rho_L} + \frac{\Delta \rho g R_{gD}}{\rho_L} \quad (5-31)$$

**b) Lois de cisaillement pariétal dans le bouchon :  $\tau_{wd}$**

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

$$\tau_{wd} = \frac{1}{2} \rho_L f_{wD} (U - V_{LD})^2 \quad (5-32)$$

avec :

$$f_{wD} = f_{wD} \left( \frac{K_w}{R}, R_{ED} \right) \quad (5-33)$$

et:

$$R_{ED} = \frac{2|U - V_{LD}|R}{\nu_L}$$

#### V-4 Principe de calcul des grandeurs du modèle:

Il faut noter qu'il y a deux versions du modèle poche : l'une décrit l'évolution de la poche (modèle évolutif), l'autre suppose le régime établi et assimile les grandeurs au bout de la poche aux grandeurs moyennes de la poche (modèle établi).

Le taux de gaz  $R_g$  dans la conduite est calculé par un boucle de calcul itérative.

En effet pour un couple  $(U_L, U_g)$ , la célérité de poche  $U$  est comme suit :

$$U = 1,20(U_L + U_g) + 0,35 \left( g \frac{\Delta \rho D}{\rho_L} \right)^{0,5}$$

Les débits relatifs  $q_L, q_g$  sont déterminés à partir de :

modèle à poche :

$$q_L = A((1 - R_g)U - U_L)$$

$$q_g = A(R_g U - U_g)$$

$$q_{FS} = A \tilde{R}_{FS} \tilde{V}_{FS} = \left( \frac{R_{GF}}{1 - R_{GF} - R_{LP}} \right) q_L - \left( \frac{R_{LP}}{1 - R_{GF} - R_{LP}} \right) q_g$$

$$q_{PS} = A \tilde{R}_{PS} \tilde{V}_{PS} = \left( \frac{1 - R_{LP}}{1 - R_{GF} - R_{LP}} \right) q_L - \left( \frac{R_{LP}}{1 - R_{GF} - R_{LP}} \right) q_g$$

avec :

$$R_{gF} + R_{Ll} = 1;$$

$$R_{gp} + R_{LP} = 1;$$

$Q_l$  et  $q_g$  étant connus, le modèle poche permet de déterminer les caractéristiques de l'écoulement de film et les vitesses en bout de poche ces caractéristiques injectées dans le modèle d'arrachage génèrent une nouvelle valeur de  $q_g$  c'est à dire une nouvelle valeur  $R_g$  c'est donc la résolution du modèle poche et du modèle d'arrachage qui permet de déterminer  $q_l, q_g, R_g$ .

$$q_g = \pi R_l^2 V'_{ps}$$

$$\text{et } R_g = \frac{q_g - AU_g}{AU}$$

modèle bouchon :

$q_g$ : étant connu, la réalisation dans le modèle bouchon est effectuée en réalisant une deuxième boucle intégrative de calcul du glissement.

$$G = C^2 \left( \frac{\sigma g \Delta \rho}{AU} \right)^{0.25}$$

$$C = 1.41 \quad (\text{levich})$$

La connaissance de  $G$  permet de déterminer le taux moyen de gaz dans le bouchon suivant la relation :

$$R_{Gd} = \frac{G - (U_g + U_L) + \sqrt{(G - U_L + U_L) - 4GU_g}}{2G}$$

La vitesse  $V_{LD}$  et le gradient de pression par frottement  $(dP/dZ)_D$  peuvent alors être

Calculer comme suit :

$$V_{LD} = G - V_{gD} \quad \text{et}$$

$$(dP/dZ)_D = (4\tau_{WD} / D)$$

avec :

$$V_{gD} = (q_g / AR_{gD})$$

$$\tau_{WD} = \frac{1}{2} \rho_L f_{WD} (U - V_{LD})^2$$

$$f_{WD} = f_{WD} \left( \frac{K_W}{R}, R_{ed} \right)$$

alors on a :

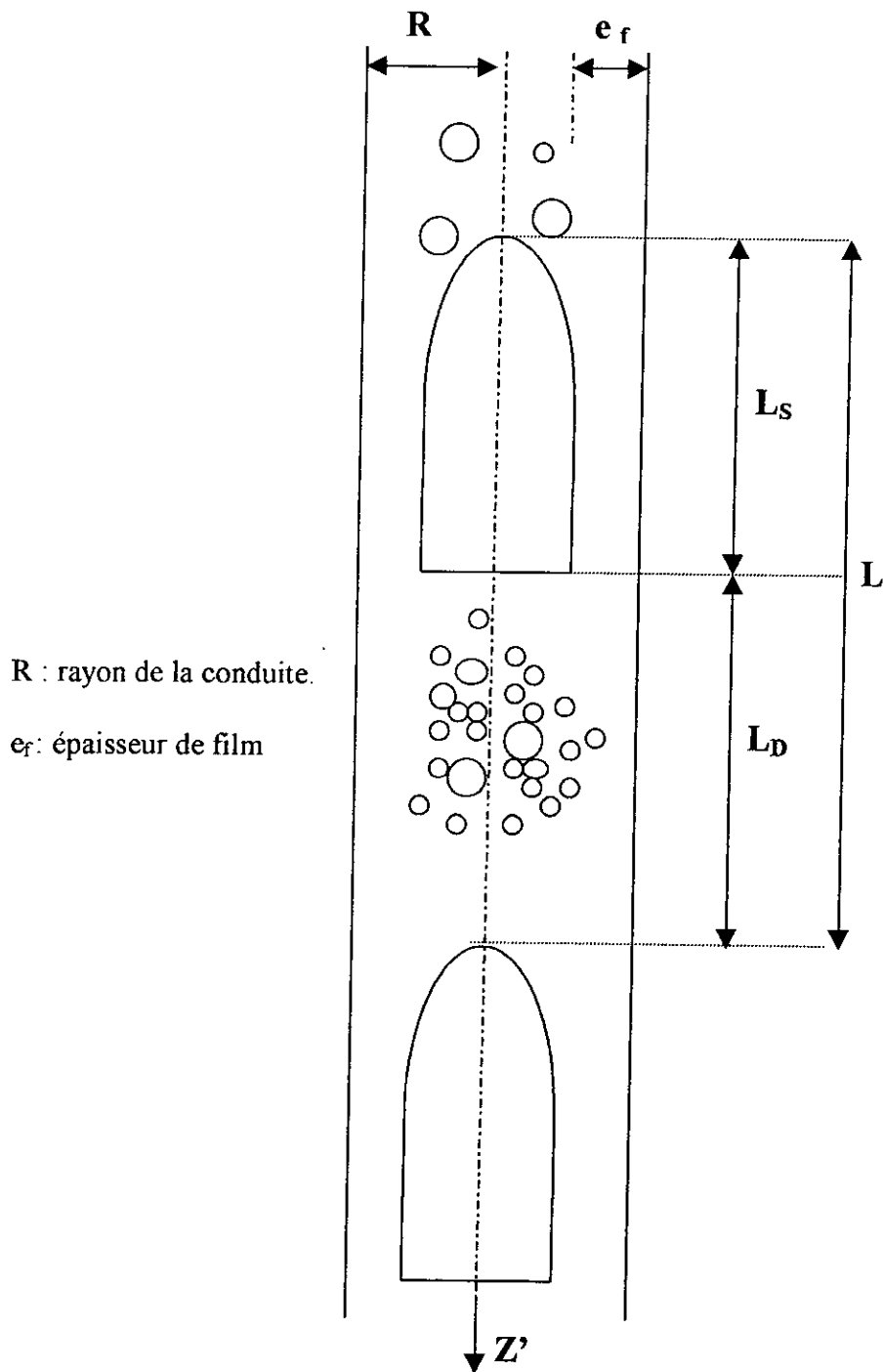
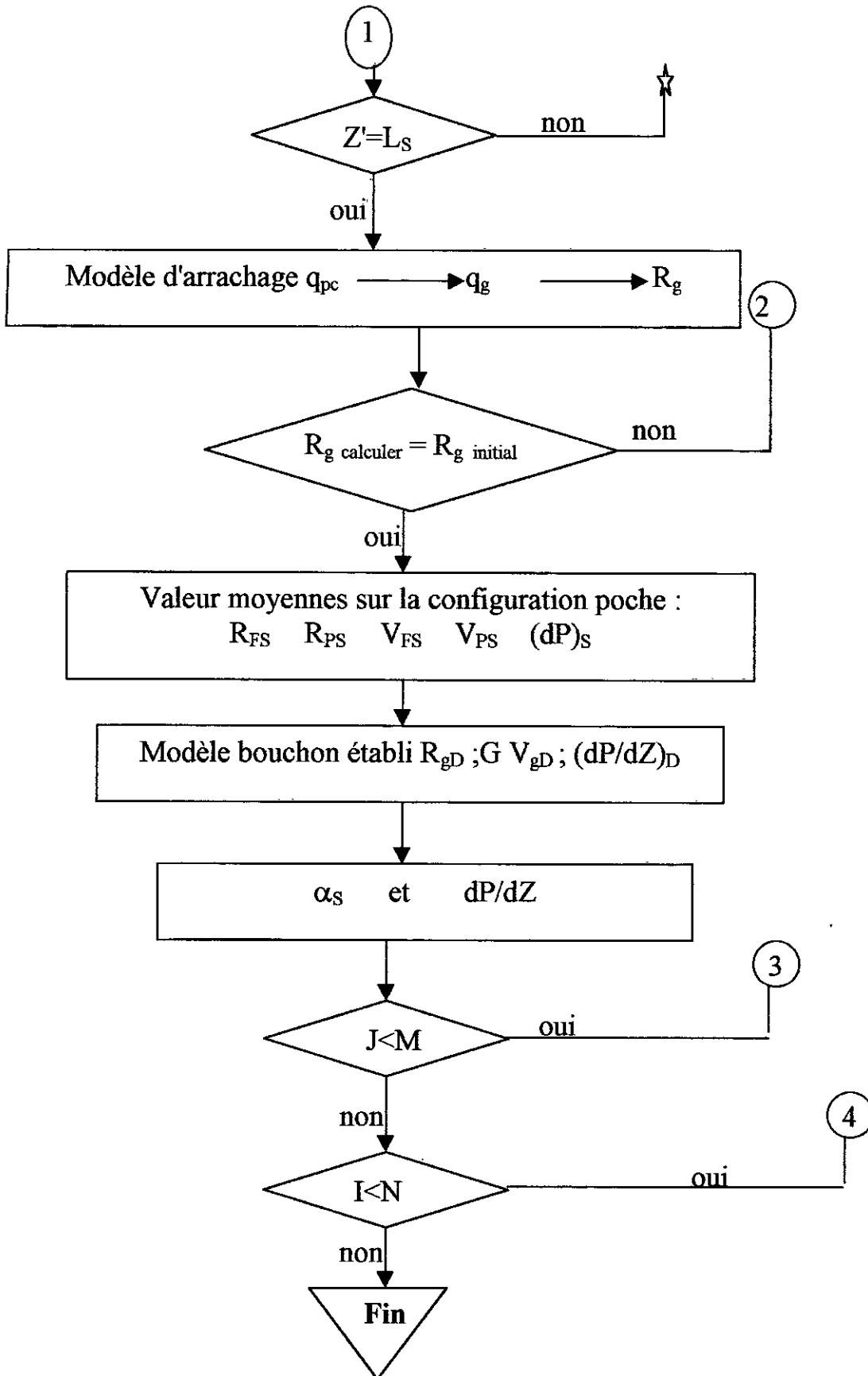


Fig. (5-2) : Géométrie de l'écoulement Poche – Bouchon.





Organigramme du modèle cellulaire

$$\tilde{R}_{gF} = R_{gF} \tilde{R}_{FS} + (1 - R_{gF})(1 - \tilde{R}_{FS})m$$

Modèle N°2 (établi) :

$$R_{gS} = \tilde{R}_{gS}$$

$$\left(\frac{dP}{dZ}\right)_S = \left(\frac{dP}{dZ}\right)_{S_e}$$

Modèle N°1(évolutif) :

$$R_{gS} = \frac{1}{L_S} \int_0^{L_S} \tilde{R}_{gS}(Z') dZ'$$

$$\left(\frac{dP}{dZ}\right)_S = \frac{1}{L_S} \int_0^{L_S} \left(\frac{dP}{dZ}\right)_S(Z') dZ'$$

Le taux de présence de configuration s'exprime par :

$$\alpha_S = \frac{R_g - R_{gD}}{R_{gS} - R_{gD}}$$

$$\alpha_D = 1 - \alpha_S$$

Et enfin gradient de pression ;

$$\left(\frac{dP}{dZ}\right) = \alpha_S \left(\frac{dp}{dZ}\right)_S + \alpha_D \left(\frac{dp}{dZ}\right)_D$$

- Les modèles présentes précédemment basée sur des relations de conservation de masse et de quantité de mouvement, et complétés par les lois constitutives de prévoir le gradient de pression et le contenu du gaz global.
- Différente teste de sensibilité du modèle (évolutif) ont été effectués (C.KOECK, 'ORSAY') . Cependant en absence d'information expérimentale plus complète, il n'est pas possible de se prononcer sur les éléments aussi importants que la rhéologie des films ou le concept du glissement dans le bouchon.

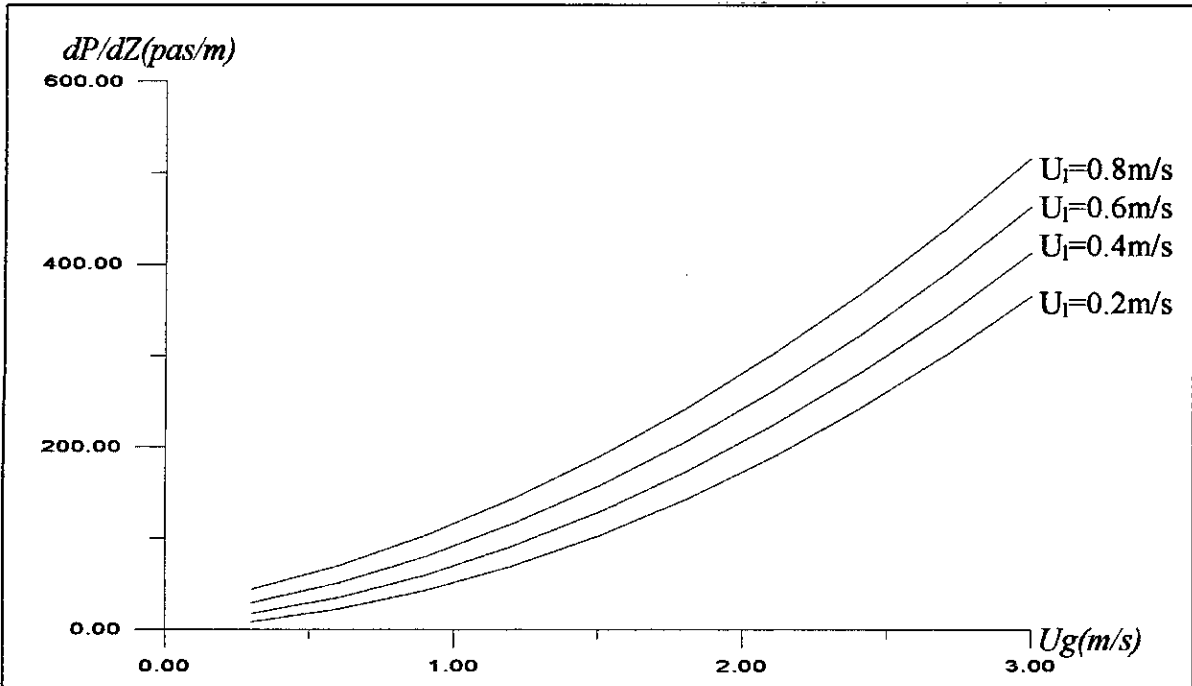


fig.5- :variation de gradient de pression en fonction de vitesse de gaz

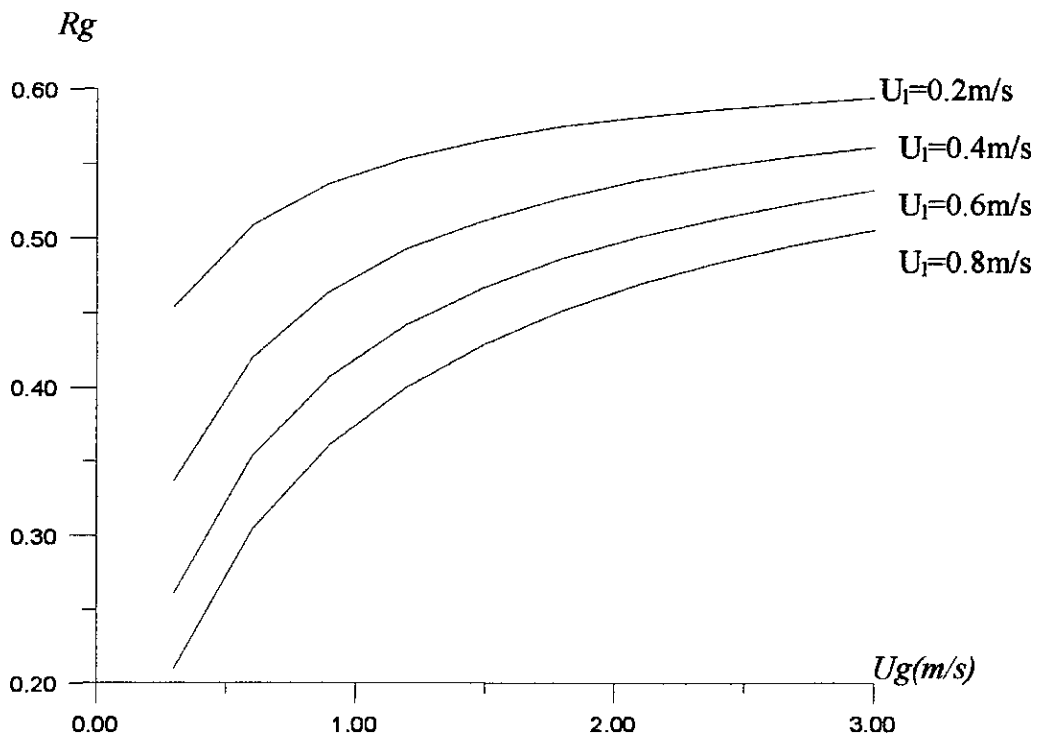


Fig.5-2 :variation taux de l'air en fonction de vitesse de l'air



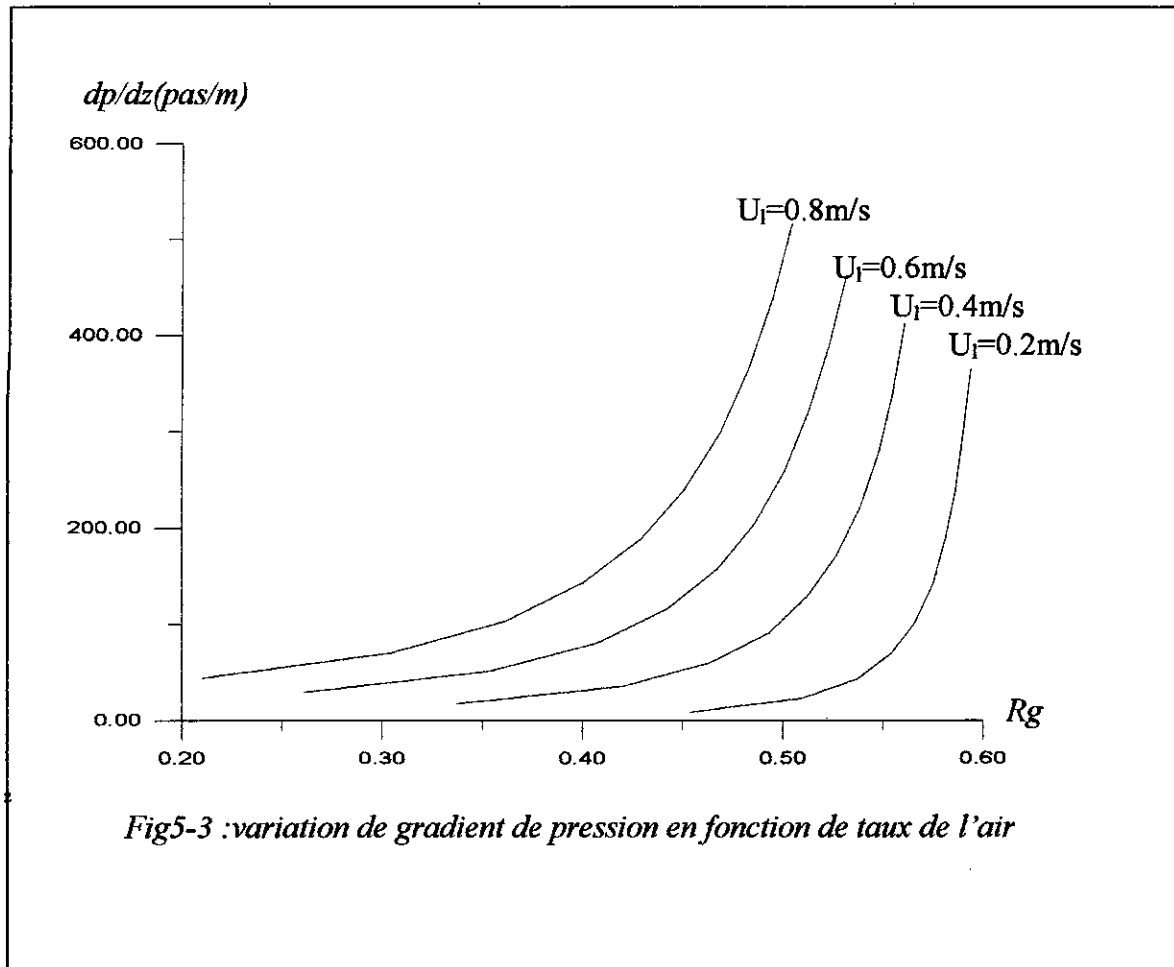


Fig5-3 : variation de gradient de pression en fonction de taux de l'air



**CONCLUSION**

## Conclusion

La modélisation c'est la mise en équation des écoulements diphasique (conservations...etc.), en utilisant les opérateurs moyennes, sous forme de grandeurs moyenne temporelles et spatial dans une section de conduite.

Le but principale de modélisation est réside le problème d'une façon théorique, car l'expérimentation dans ce domaine est très coûteuse.

les distributions temporelle et spatiale dans les écoulement diphasique ne sont relativement connues que pour certaines configurations telles que les écoulement à bulle et poches- bouchon , ainsi que l'annulaire, sur ce point , on note le caractère indéterminisme des configurations provenant essentiellement des points suivants :

1. Subjectivité de chaque expérimentateur dans la qualification du régime observé. Par conséquent, il ya divergence entre les différentes appellations et identification des configurations d'écoulement.
2. Difficulté à concevoir et formuler la physique (condition d'instabilité, coalescence, dispersion). Ainsi, la réduction par TAITEL (1980) du nombre de configurations à quatre (bulles, poches, semi-annulaire et annulaire) que d'autre auteurs ont adopté, ne peut être universelle.
3. Les modèles à cinématique imposée mis au point, sont conçus de façon à mettre une évidence les déséquilibres entre les deux phases et ne décrivant pas la forme de l'interface qui, au vu des considérations prises en compte par certains auteurs, constitue un paramètre déterminant dans la description universelle des écoulements diphasiques.
4. Insuffisance des corrélations qui sont conçues dans des conditions d'écoulement données, mais ne donnant pas des possibilités de généralisation.

Le pompage par air- lift dans notre thèse n'est qu'une version simplifiée d'un écoulement à deux fluides (air- eau) . dans sa formulations en valeurs moyennes globales, nous a permis de déterminer certaines caractéristiques important relative a ce genre d'écoulement tel que (expression de débit, rendement, coefficient de résistance... etc.)

Le modèle air- lift est un système permet de résoudre plusieurs problèmes posés dans la pratique, tant dans les domaines hydrauliques que choisis permis tant d'autres, vu sa facilité de construction son revenu économique en puissance fournie et durabilité.

Ce modèle a été envisagé, à partir de la détermination des caractéristiques énergétiques, ou ils prennent des différentes configurations des écoulements diphasiques en fonction du débit d'air et le rendement de ce système de pompage .

Tout les résultats obtenus permettent d'optimiser et dimensionner l'air- lift de la manière suivante :

1. En utilisant l'air- lift dans le régime poche- bouchon (régime optimal) ou le rendement et les débits sont optimaux.
2. En utilisant le développement par tronçon tel qu'il prend avec considération le taux de présence de l'air et le liquide.
3. La section de la conduite commence à diverger quand approche à la sortie car la section divergente diminue la vitesse d'ascension des poches- d'air

L'analyse du régime d'écoulement vertical à poches et à bouchon, nous a conduit à considérer l'écoulement à phase séparées qui constitue la poche et l'écoulement à phase dispersée qui constitue le bouchon. Le modèle cellulaire réside en un modèle de poche évolutif couplé à un modèle bouchon homogène.

L'avantage du modèle cellulaire sur des grandeurs telles que le gradient de pression , le taux de présence globale manque de sensibilité, vu que les conséquences des hypothèses constituées injectées ne sont pas toujours appréciables. De ce fait, il est indispensable d'accéder expérimentalement à des grandeurs plus sensibles telles que la vitesse du film , la vitesse dans le bouchon, le taux de gaz dans le culot de la poche et dans le bouchon. La coalescence joue un rôle important dans l'établissement de certaines configurations et constitue un paramètre à prendre en considération dans la description du régime d'écoulement car elle devient de ce fait indispensable.

- [12] FORTAS.S et AKIKA .K : modélisation des écoulements diphasiques dans une conduite cylindrique  
Thèse P.F.E -E.N.P ,1997.
- [13] GRACE JR :Bubbles, drups and particules  
Academic press new -york ,1978.
- [14] ISHII: Thermo fluide dynamique theory of two phase flow ed Eyrolles 1975 .
- [15] KETTAB.A : Ecoulement diphasique en conduites verticales et inclinées  
Thèse Doctorat 1990 E.N.P
- [16] KOECK.C : Etude du frottement pariétal dans un écoulement diphasique vertical ascendant Thèse docteur- ingénieur, univ - p et M.CURIE PARIS 1980
- [17] LINE.A et MASBERNAT : écoulement intermittent de gaz et du liquide en conduite verticale  
Revue de l'I.F.P Vol-40, N°3
- [18] LIRATNIA.M : Etude des écoulements diphasiques  
thèse P.F.E.-E.N.P , 1987
- [19] SEHBOUB.M,TOUAHRI.B: Etude de l'air -lift .
- [20] TAITEL and AL : flow patterns transitoires for vertical upward two phase flow Aiche journal vol 26 N°3,1980
- [21] THOMAS.G: Bubble coalescence in turbulent flow  
I.N.G,J.M - flow ,Vol 6.
- [22] WALLIS : One dimentional two phase flow  
M.C Graw Hill. 1969
- [23] ZUBER N et FINDLAY J.A : Average volumetric concentration in tow phase systemes.  
Trans. Asme ,j of Hit Transfer Vol 87,1965

## *Bibliographie*

---

---

- [1] BARNEA and AL: flow pattern transition for vertical down ward two phase flow .
- [2] BONNIN -FITREMANN : configuration d'écoulement gaz ,liquide la houille Blanche vol 5,1978.
- [3]BOUCHALA .A: étude technique de l'air l'ift  
thèse P.F.E -ENP .....1987.
- [4] M.CARLIER : hydraulique général et appliqué
- [5]DAVIES R.M et TAYLOR.G.I : the machine of large bubbles rising through extended liquides and through liquides in tube
- [6] DELHAYE .J.M : - Ecoulement diphasique.  
Ecole centrale des arts et manufactyres,1986-1987.  
- les divers modèle d'écoulement diphasique  
houille blanche n° 214, 1984
- [7]DUCKLER .AE TAITEL .Y: two phase gaz - liquide flow  
Unv . HOUSTON.
- [8]FABRE J: écoulement diphasique. INPT 1985.
- [9] FABRE .J et CHEVILLER J.P: écoulement diphasique dispersés équation de bilan.  
Probleme de fermeture houille blanche n° 2,1988.
- [10] FABRE .G et MASBERNAT.L ,SUSANNE.C: " new résultats on the structures of stratified gaz - liquide flow" I.M.F.T 1983
- [11] FERSCHNEIDER .G :écoulement gaz liquide à poche et bouchon dans les conduite à section circulaire.  
thèse docteur - ingénieur 1982. TOULOUSE.