

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université A. MIRA – BEJAIA
Faculté de Technologie
Département de Génie des Procédés



Mémoire de fin de cycle

En vue de l'obtention du diplôme de

MASTER

En Génie des Procédés

Option : Génie Chimique

Présenté par :

M^{lle} SAIDI Sabrine

M^{lle} YAHIAOUI Fatiha

Thème :

Effet de la viscosité de la phase liquide sur quelques caractéristiques hydrodynamiques d'un système airlift

Soutenu le : 30 juin 2016

devant le jury composé de :

M^{me} BOUROUINA S.

Professeur (U. A. M. Béjaïa)

Présidente

M^r KERKOUR A/H.

MCA (U. A. M. Béjaïa)

Examineur

M^r TIGHZERT H.

MCB (U. A. M. Béjaïa)

Promoteur

M^{me} KECHROUD N.

MCB (U. A. M. Béjaïa)

Co-promotrice

Juin 2016

Dédicaces

*A ceux qui ont fait de moi ce que je suis aujourd'hui, ceux à qui je dois tout, ceux qui ont toujours été là pour moi, ceux qui ont été l'art qui m'a projeté à ce jour, je dédie ce modeste témoignage de mon immense gratitude, reconnaissance et ma tendre affection, **A mes chers parents.***

*Et à mon très cher et regrettable frère **Yanis** qui nous a quitté à jamais et je lui pris Dieu le bénisse et que le Paradis soit son refuge éternel ;*

*Pour mon cher frère **Nassim***

*Pour mes chères sœurs **Yasmine** et **lina***

Pour mon grand-père et ma grande-mère

Pour mes oncles et mes tantes

A chaque cousin et cousine.

*Sans oublier ma binôme **Fatiha;***

Pour tous mes amis(es)

SABRINE

Je tiens en tout premier lieu à dédier ce travail à ceux qui sont chères à mon égard, mes parents qui m'ont donné un soutien précieux.

À mes sœurs, et mon frère.

À mes neveux et mes nièces.

À mes amis en général

À toute ma famille

*Sans oublier ma binôme **Sabrino***

FATIHA

Remerciements

*C'est avec un grand respect et gratitude que nous tenons à remercier notre promoteur **M' TIGHZERT HAMID**, pour son aide, ses conseils, et son orientation tout au long de la préparation de ce travail.*

*Nous remercions également **M^{me} KECHROUD Nassima**, notre co-promotrice pour son aide et ses conseils.*

*Nos remerciements ont à **M^{me} BROUINA Saliha** pour avoir accepté de présider le jury de notre soutenance ainsi que **Mr KERKOUR A/Hakim** pour avoir accepté d'examiner et de juger notre travail.*

*Nous ne pouvons oublier de remercier l'équipe du Hall de Technologie, en particulier **Rachid**, le responsable du Hall et **Rabeh**, le tourneur, pour toute leur aide lors de la réalisation de l'installation.*

Nous remercions également toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à réaliser ce travail.

Sommaire

<i>Remerciements</i>	I
<i>Liste des figures</i>	VII
<i>Nomenclature</i>	XI
<i>Introduction</i>	01

Chapitre I

Généralités sur les systèmes airlifts

I.1. Définition d'un système airlift.....	03
I.2. Principe de fonctionnement	03
I.3. Classification des systèmes airlifts.....	03
I.3.1. Les colonnes à bulles.....	03
I.3.2. Réacteurs airlifts.....	04
a. Réacteurs à boucle externe.....	05
b. Réacteurs à boucle interne.....	06
I.3.3. Système de pompage airlift.....	07
a. Système de pompage ordinaire.....	08
b. Système de pompage à élargissement brusque.....	08
c. Système de pompage en forme conique.....	09
d. Système de pompage en forme <i>S</i>	09
I.4. Régimes d'écoulement diphasique.....	10
a. Régime à bulles (<i>Bubble flow</i>).....	10
b. Régime à poches (<i>Slugflow</i>).....	10

c. Régime turbulent baratté (<i>Churn flow</i>).....	11
d. Régime annulaire (<i>annular flow</i>).....	11
e. Régime homogène	11
f. Régime hétérogène.....	11
I.5. Cartes d'écoulement.....	12
I.6. Taux de vide.....	13
I.6.1.Taux de vide global.....	13
I.6.2. Taux de vide surfacique.....	13
I.6.3 .Taux de vide volumétrique.....	13
I.6.4. Technique de mesure du taux de vide	14
a. Technique de vanne à fermeture rapide.....	14
b. Technique d'expansion du volume.....	14
c. Technique de sondes électriques	15
d. Technique acoustique	15
e. Technique radiative	15
I.7. Rendement	15
I.8. Efficacité.....	16
I.9. Hauteur de plongée.....	16
I.10. Vitesses des phases et glissement.....	16
I.10.1. Vitesses superficielles.....	16
I.10.2 Vitesses interstitielles.....	16
I.10.3.Vitesse du mélange diphasique.....	17
I.10.4. Vitesse de glissement.....	17
I.10.5. Rapport de glissement.....	17
I.11. Masse volumique du mélange diphasique.....	17

I.12. Gradient de pression.....	17
---------------------------------	----

Chapitre II

Synthèse bibliographique

II.1. Caractérisation des régimes d'écoulement.....	19
II.2. Modèles analytiques des systèmes airlifts.....	22
II.2.1. Modèle de Stenning et Martin (1968).....	22
II.2.2. Modèle de Nicklin (1963).....	23
II.2.3. Modèle à écart de vitesses.....	24
II.2.4. Autres Modèles.....	25
II.3. Méthodes d'injections.....	27
II.4. Taux de vide.....	29
II.5. Effet de la viscosité et comportement du gradient de pression.....	31

Chapitre III

Dispositif expérimental et techniques de mesures

III.1. Dispositif expérimental.....	34
a. Colonne (Riser).....	34
b. Vannes du taux de vide.....	36
c. Section de transit.....	36
d. Séparateur de phases.....	37
e. Bac coulissant.....	38
f. Alimentation en phase liquide.....	38
g. Alimentation en air.....	39
h. Disperseur	39

i. Diamètre à air.....	39
j. Hauteur de plongée.....	40
k. Mesure du gradient de pression et des fluctuations.....	41
III.2. Fonctionnement de l'installation.....	41
III.3. Techniques de mesures.....	42
III.3.1. Mesure de débit minimum d'injection.....	42
III.3.2. Mesure du débit de la phase liquide.....	42
III.3.3. Mesure du taux de vide.....	43
III.4. Caractérisation visuelle.....	44
III.5. Caractérisation de la phase liquide.....	44
III.5.1. La glycérine.....	44
III.5.2. La CMC.....	45
III.5.3. Huile Elio.....	45
III.5. Contraintes expérimentales.....	47

Chapitre IV

Résultats et Discussions

IV.1. Caractérisation des régimes.....	49
IV.1.1. Le régime à bulles et transition vers le régime à poches.....	49
IV.1.2. Régime à poches.....	50
IV.1.3. Transition vers le turbulent baratté et le régime turbulent baratté.....	51
IV.1.4. Instabilité de l'écoulement.....	52
IV.1.5. Débit minimum d'injection.....	53
IV.1.6. La masse volumique du mélange diphasique.....	54

IV.1.7. Débit volumique de la phase liquide.....	55
IV.2. Projection sur quelques cartes d'écoulement.....	59
a. Carte Hewitt et Robert (1969).....	59
b. Carte de Mishima et Ishii (1984).....	59
c. Carte de Brauner et Barnea (1986).....	60
d. Carte de Hanafizadeh et al.(2011b).....	61
IV.3. Rendement (η) (%).....	61
IV.4. Efficacité (E).....	65
IV.5. Estimation du gradient de pression par la formule de Nicklin (1963).....	67
IV.6. Analyse du taux de vide global.....	69
IV.6.1. Comparaison du taux de vide expérimental avec celui de la méthode manométrique	71
IV.6.2. Rapport de glissement.....	72
IV.6.3. Confrontation avec le modèle à écart de vitesses.....	74
IV.6.4. Confrontation avec la corrélation d'Akita et al.,(1988).....	77
IV.6.5. Corrélation de puissance.....	79
Conclusion.....	80
Références bibliographiques.....	83

LISTE DES FIGURES

Figure I.1 : Schéma d'une colonne à bulles.....	04
Figure I.2 : Domaine opératoire d'une colonne à bulles et d'un réacteur airlift (Chisti, 1989)...	05
Figure I.3 : Types de réacteurs airlifts.....	06
Figure I.4 : Système de pompage airlift ordinaire.....	08
Figure I.5 : Système de pompage airlift à élargissement brusque (Hanafizadeh et Ghorbani,2012)	08
Figure I.6 : Système de pompage airlift en forme conique (Kumar et al.2003 ; Mahrous, 2013b)	09
Figure I.7 : Colonne en forme S d'un système de pompage airlift (Fujimoto et al.2004).....	09
Figure I.8 : Régime d'un écoulement diphasique vertical.....	11
Figure I.9 : Carte d'écoulement établie par Barnea et Brauner (1986).....	12
Figure I.10 : Carte d'écoulement établie par Samaras et Margaris (2005).....	12
Figure II.1 : Régimes observé par Hanafizadeh et al. (2011a) pour le système airlift	20
Figure II.2 : Carte d'écoulement établie par Hanafizadeh et al.(2011b).....	22
Figure II.3 : Schéma dispositif de disperseur utilisé par Ahmed et al.(2016).....	29
Figure III.1 : Schéma du dispositif expérimental.....	35
Figure III.2 : Vannes du taux de vide.....	36
Figure III.3 : Section de transit.....	37
Figure III.4 : Emplacement de la section de transit.....	37
Figure III.5 : Séparateur de phases.....	37
Figure III.6 : Bac coulissant.....	38

Figure III.7 : Le disperseur utilisé.....	39
Figure III.8 : Les débitmètres à air placés en parallèle.....	40
Figure III.9 : Exemple du choix de la hauteur de plongée.....	41
Figure III.10 : Structure chimique du CMC.....	45
Figure III.11 : Photographie de l'installation expérimentale réalisée.....	48
Figure IV.1 : Visualisation du régime à bulles.....	49
Figure IV.2 : Visualisation du régime à poches.....	51
Figure IV.3 : Visualisation du régime turbulent baratté.....	52
Figure IV.4 : Evolution des fluctuations en fonction du débit d'air ($H_p=0.7$)	53
Figure IV.5 : Evolution du débit minimum d'injection en fonction de la hauteur de plongée pour eau.....	54
Figure IV.6 : Evolution du débit minimum d'injection en fonction de la hauteur de plongée pour les cinq phases liquide.....	54
Figure IV.7 : Evolution de la masse volumique en fonction du débit d'air.....	55
Figure IV.8 : Evolution de la masse volumique en fonction du débit d'air pour les cinq phases liquides ($H_p=0.7$)	55
Figure IV.9 : Evolution du débit d'eau en fonction du débit d'air.....	56
Figure IV.10 : Evolution du débit de glycérine en fonction du débit d'air.....	56
Figure IV.11 : Evolution du débit de la CMC (1%) en fonction du débit d'air.....	57
Figure IV.12 : Evolution du débit de la CMC (0.8) en fonction du débit d'air.....	57
Figure IV.13 : Evolution du débit de l'huile en fonction du débit d'air.....	58
Figure IV.14 : Evolution du débit des différentes phases liquides pour la hauteur plongée ($H_p=0.7$).....	58
Figure IV.15 : Projection des résultats expérimentaux sur la carte de Hewitt et Robert (1969) pour la phase liquide eau.....	59

Figure IV.16 : Projection des nos résultats expérimentaux pour la phase liquide glycérine (50%) sur la carte de Mishima et Ishii (1984).....	60
Figure IV.17 : Confrontation avec la carte d'écoulement de Brauner et Barnea (1986)($H_p=0.7$)..	60
Figure IV.18 : Confrontation avec la carte d'écoulement de Hanafizadeh (2011b)($H_p=0.7$).....	61
Figure IV.19 : Evolution du rendement en fonction du débit d'air pour l'eau.....	62
Figure IV.20 : Représentation simultanée du rendement et du débit de la phase liquide pour $H_p=0.7$	62
Figure IV.21 : Evolution des maximums du rendement en fonction de la hauteur plongée.....	63
Figure IV.22 : Evolution du rendement pour les cinq phases liquide en fonction du débit d'air $H_p=(0.7)$	63
Figure IV.23 : Rendement et rapport de glissement en fonction du débit d'air ($H_p=0.6$).....	64
Figure IV.24 : Evolution de l'efficacité en fonction du débit d'air pour l'eau.....	65
Figure IV.25 : Evolution de l'efficacité en fonction du débit d'air pour les cinq phases liquides..	66
Figure IV.26 : Confrontation du rendement avec l'efficacité pour $H_p=0.7$	67
Figure IV.27 : Evolution du gradient de pression en fonction du débit d'air par la formule de Nicklin (1963).....	67
Figure IV.28 : Evolution du gradient de pression en fonction du débit d'air par la formule de Nicklin(1963).....	68
Figure IV.29 : Evolution du taux de vide en fonction du débit d'air pour l'eau.....	69
Figure IV.30 : Evolution du taux de vide global en fonction du débit d'air pour la glycérine (50%).....	70
Figure IV.31 : Evolution du taux de vide global en fonction du débit d'air pour la CMC (0,8%).....	70
Figure IV.32 : Evolution du taux de vide en fonction du débit d'air pour la CMC (1%).....	70
Figure IV.33 : Evolution du taux de vide en fonction du débit d'air pour l'huile.....	70
Figure IV.34 : Comparaison du taux de vide pour les cinq phases liquides en fonction du débit d'air($H_p=0.7$).....	71
Figure IV.35 : Comparaison du taux de vide de la vanne à fermeture rapide et le taux de vide de la technique manométrique.....	72

Figure IV.36 : Evolution du rapport de glissement en fonction du débit d'air pour l'eau.....	73
Figure IV.37 : Evolution du rapport de glissement des cinq phases liquides en fonction du taux de vide ($H_p=0.7$).....	73
Figure IV.38 : Confrontation du taux de vide expérimental avec le modèle à écart de vitesses pour la phase eau.....	74
Figure IV.39 : Confrontation du taux de vide expérimental avec le modèle à écart de vitesses pour la phase liquide glycérine (50%).....	75
Figure IV.40 : Confrontation du taux de vide expérimental avec le modèle à écart de vitesses pour la phase liquide CMC (0.8%).....	76
Figure IV.41 : Confrontation du taux de vide expérimental avec le modèle à écart de vitesses pour la phase liquide CMC (1%).....	76
Figure IV.42 : Confrontation du taux de vide expérimental avec le modèle à écart de vitesses pour la phase liquide huile Elio.....	77
Figure IV.43 : Confrontation du taux de vide expérimental avec celui prédit par Akita et al.(1988) pour la phase liquide huile Elio.....	78
Figure IV.44 : Confrontation du taux de vide expérimental avec celui prédit par Akita et al.(1988).....	78
Figure IV.45 : Evolution du taux de vide en fonction de la vitesse superficielle du gaz pour l'eau.....	79

Nomenclature

Lettres latines

A :	Section de la colonne.....	(m ²)
a :	Coefficient de corrélation de puissance.....	(-)
A _d :	Section du downcomer.....	(m ²)
A _g :	Aire de la phase gazeuse.....	(m ²)
A _l :	Aire de la phase liquide.....	(m ²)
A _r :	Section du riser.....	(m ²)
C ₀ :	Coefficient de distribution (modèle à écart de vitesses.....	(-)
C ₁ :	Constante du modèle à écart de vitesses.....	(m/s)
D :	Diamètre de la colonne.....	(m)
D _{ext} :	Diamètre extérieur.....	(m)
D _{int} :	Diamètre intérieur.....	(m)
E :	Efficacité d'un système de pompage airlift.....	(-)
f :	Coefficient de pertes de charge.....	(-)
g :	Accélération de la pesanteur.....	(m/s ²)
H :	Hauteur d'entraînement de la phase liquide.....	(m)
h _d :	Hauteur de dispersion gaz-liquide (modèle de Chisti et al.,1988).....	(m)
H _l :	Hauteur de la phase liquide non aérée.....	(m)
H _m :	Hauteur du mélange diphasique dans la colonne ou la hauteur mouillée.....	(m)
H _p :	Hauteur de plongée.....	(m)
k :	Paramètre de consistance.....	(Pa.S ⁿ)
K :	Facteur de frottement (modèle de Stenning et Martin, 1968).....	(-)
K _B :	Coefficient de frottement à l'entrée de la colonne (modèle de Chisti et al.,1988).....	(-)

K_T :	Coefficient de frottement à la sortie de la colonne (modèle de Chisti et al.1988).....	(-)
n :	Indice d'écoulement.....	(-)
L :	Longueur de la colonne.....	(m)
P_a :	Pression atmosphérique.....	(Pa)
P_{inj} :	Pression d'injection d'air.....	(Pa)
Q_g :	Débit volumique de la phase gazeuse.....	(m ³ /s)
Q_l :	Débit volumique de la phase liquide.....	(m ³ /s)
S :	Rapport de glissement.....	(-)
U_g :	Vitesse superficielle de la phase gazeuse.....	(m/s)
u_g :	Vitesse interstitielle de la phase gazeuse.....	(m/s)
U_l :	Vitesse superficielle de la phase liquide.....	(m/s)
u_l :	Vitesse interstitielle de la phase liquide.....	(m/s)
U_{gl} :	Vitesse de glissement.....	(m/s)
U_{gm} :	Vitesse d'entraînement de la phase gazeuse (modèle à écart de vitesses).....	(m/s)
U_m :	Vitesse du mélange diphasique.....	(m/s)
V_g :	Volume de la phase gazeuse.....	(m ³)
V_l :	Volume de la phase liquide dans la colonne.....	(m ³)
V_m :	Volume du mélange diphasique dans la colonne.....	(m ³)

Lettres grecques

β :	Taux de vide volumétrique	(-)
ε :	Taux de vide global.....	(-)
ε_a :	Taux de vide d'Akita et al, (1988).....	(-)
ε_d :	Taux de vide dans le downcomer.....	(-)
ε_m :	Taux de vide manométrique.....	(-)

ε_r :	Taux de vide dans le riser.....	(-)
η :	Rendement d'un système de pompage airlift.....	(-)
μ :	Viscosité dynamique du liquide.....	(Pa.s)
ρ :	Masse volumique du liquide.....	(Kg/m)
ρ_g :	Masse volumique de la phase gazeuse.....	(Kg/m)
ρ_l :	Masse volumique de la phase liquide.....	(Kg/m)
ρ_m :	Masse volumique du mélange diphasique.....	(Kg/m)
σ :	Tension superficielle.....	(N/m)
τ :	Contrainte de cisaillement	(Pa)
ΔH :	Différence de hauteur entre deux points de la colonne.....	(m)
ΔP :	Gradient de pression.....	(Pa)
ΔP_{ac} :	Gradient de pression dû à l'accélération.....	(Pa)
ΔP_g :	Gradient de pression dû à la gravité.....	(Pa)
ΔP_{fr} :	Gradient de pression dû aux frottements.....	(Pa)
ΔZ :	Différence manométrique	(m)

Nombres adimensionnels

$$Bo = \frac{D^2 g \rho}{\sigma} : \text{Nombre de Bond}$$

$$Fr = \frac{U}{\sqrt{L\rho}} : \text{Nombre de Froude}$$

$$Re = \frac{\rho D U}{\mu} : \text{Nombre de Reynolds}$$

Introduction

Le terme airlift signifie soulever au moyen de l'air. C'est un terme qui se rencontre dans certains dispositifs qui utilisent de l'air comprimé pour soulever ou faire circuler un liquide verticalement. De tels dispositifs sont appelés *systèmes airlifts*. Les systèmes airlifts existent sous différentes configurations, ils peuvent être destinés pour plusieurs tâches qui touchent des domaines différents en raison de multiples avantages qu'ils offrent.

Les systèmes airlifts sont de conception simple, dépourvus de toute pièce mobile ce qui permet d'éviter le phénomène d'abrasion, les problèmes d'étanchéité et facilite leur maintenance. De ce fait, ils peuvent être adaptés à diverses situations telles que le pompage des fluides qui ne sont pas appropriés aux systèmes de pompage classiques (fluides corrosifs, toxiques) comme c'est le cas quand il s'agit de formes irrégulières des puits de pétrole. Dans ce domaine la technique est connue sous l'appellation *gaz-lift*. L'application à la fonction du pompage s'étend aussi aux explorations archéologiques et la récupération des minerais dans des milieux sous-marins. Sous d'autres configurations, les systèmes airlifts sont désignés sous l'appellation *réacteurs airlifts*. Leur champ d'applications s'étend aux domaines de génie chimique (réacteur chimique), biotechnologies(fermentation, aération, culture de micro-organisme)) et environnement (traitement des eaux)(Clark et Dabolt,1986, Kassab et al.,2009 ; Chisti,1989, Vial et al.,2000, 2001, 2002, 2005)..

A l'origine, l'idée d'un système airlift date de 1797 lorsque l'ingénieur allemand Carl Emanuel Löscher mit au point le premier dispositif. Mais l'utilisation pratique n'a vu le jour qu'en 1846 lorsque la technique a été utilisée pour la première fois en Pennsylvanie pour la récupération du pétrole (Castro et al., 1975). Depuis, les systèmes ont fait l'objet de beaucoup de développement et d'avancée technologique dont l'intérêt grandissant a fortement motivé les chercheurs si bien que de nombreuses recherches théoriques et expérimentales ont été réalisées. Cependant la complexité qui régit les écoulements diphasiques rend toujours le champ d'investigation encore vaste. Des aspects d'études différentes ont été abordées dans la littérature ; l'effet de la configuration géométrique et des paramètres opératoires occupent une place importante du moment que la performance de ces systèmes en dépend. Les systèmes diphasiques air-eau sont largement étudiés, par contre, le peu de travaux réalisés sur des phases liquides visqueuses n'a concerné que les réacteurs airlifts et les colonnes à bulles. A notre connaissance, nous n'avons recensé aucun travail relatif aux systèmes de pompage

avec phase liquide visqueuse. C'est pourquoi nous nous sommes assignées comme objectif de mener une étude expérimentale où, en plus de la phase liquide eau, nous projetons d'utiliser d'autres phases liquides relativement plus visqueuses (solution de glycérine, solution de carboxyméthylcellulose (CMC), une huile) et de procéder à une caractérisation hydrodynamique, notamment l'effet de la viscosité sur le fonctionnement et les performances du système. Nous tentons d'aborder le sujet sous un aspect différent par rapport à celui de la littérature. En d'autres termes, une partie de l'analyse peut concerner aussi les réacteurs airlifts et les colonnes à bulles.

Le présent manuscrit comporte quatre chapitres. Dans le premier nous présentons des généralités sur le système airlifts, ainsi que les paramètres principaux qui les caractérisent et qui influent leur fonctionnement.

Dans le second chapitre nous présentons une synthèse bibliographique des principaux travaux de la littérature liés aux systèmes airlifts d'une manière générale. Dans cette partie nous abordons la caractérisation des régimes, quelques modèles analytiques établis pour la prédiction de certains paramètres, les techniques d'injection ainsi que le taux de vide et l'effet des propriétés physiques des phases.

Le troisième chapitre est consacré à la présentation du dispositif expérimental et les techniques de mesures utilisées. Le dernier fait l'objet de la présentation des résultats obtenus, leurs interprétations ainsi que leur confrontation avec quelques travaux de la littérature. Nous terminons par une conclusion et quelques suggestions en guise de perspectives.

CHAPITRE I

Généralités sur les systèmes airlifts

I.1 Définition d'un système airlift

Un système airlift est un dispositif simple utilisé, selon sa configuration, pour la fonction du pompage, la récupération, la mise en circulation d'un liquide (ou d'un mélange liquide-solide) ou la mise en contact entre les phases gaz et liquide et cela uniquement au moyen de l'air comprimé que l'on injecte à la base de la colonne qui le compose et cela d'une façon bien appropriée.

I.2 Principe de fonctionnement

Quand on injecte de l'air comprimé à la base de la colonne contenant un liquide, on crée un mélange diphasique gaz-liquide. En raison de la présence d'air, ce mélange diphasique étant plus léger que la phase liquide pure qui occupe le reste de la colonne, va tenter de flotter vers le haut. Tant que la colonne est alimentée en air, le mélange diphasique continue de flotter en permanence (poussée d'Archimède). Ce phénomène génère une différence de pression entre la base et le sommet ce qui provoque la circulation du mélange diphasique et par conséquent, l'entraînement de la phase liquide d'une façon ascendante. C'est la configuration géométrique de la base et du sommet qui détermine le type et la fonction du système (Hanafizadeh et Ghorbani, 2012).

I.3 Classification des systèmes airlifts

La notion du système airlift peut englober diverses configurations qu'on peut énumérer comme suit : colonnes à bulles, réacteurs airlifts et systèmes de pompage airlifts.

I.3.1 Les colonnes à bulles

Dans sa forme la plus simple, une colonne à bulles est une colonne cylindrique verticale remplie de liquide dans laquelle de l'air comprimé est introduit à sa base grâce à un système de distribution troué qui peut prendre une grande variété de formes, appelé « disperseur de gaz ». Avec l'injection de l'air, des bulles se forment et se déplacent dans la phase liquide. Dans ce cas de configuration, la phase liquide est caractérisée par sa faible circulation voire absence totale de circulation. Il est fréquent de trouver des variantes de colonnes à bulles, comme les colonnes à bulles multi-étages ou les colonnes à bulles à garnissage.



Figure I.1 : Schéma d'une colonne à bulles

Les colonnes à bulles ont une très large gamme d'applications qui se répartit en des secteurs différents comme le génie chimique, l'environnement, la pétrochimie et les biotechnologies. Elles peuvent être utilisées comme système d'agitation, contacteurs gaz-liquide, comme bioréacteurs pour la production de biomasse, la production des protéines, de la pénicilline et des micro-organismes. En environnement, elles sont utilisées pour le traitement des eaux usées comme unité de flottaison et pour la dégradation ou l'absorption d'un substrat particulier (dépollution, décontamination). Elles sont utilisées aussi dans des procédés chimiques impliquant des réactions telles que l'oxydation, la chloration, l'alkylation, la polymérisation et l'hydrogénation ; dans la production de carburants synthétiques (Kantarci et al., 2005)

I.3.2 Réacteurs airlifts

Le réacteur airlifts est appelé aussi *réacteur gazosiphon*. C'est une colonne à bulle modifiée ; il diffère de la colonne à bulles par sa particularité de comporter deux zones distinctes, chacune avec sa propre configuration d'écoulement. La première est appelée *section ascendante* ou *riser*, tandis que la seconde, *section descendante* ou *downcomer*. Les deux zones sont séparées par une configuration géométrique bien particulière. Cette configuration géométrique permet d'avoir deux types de réacteurs airlift : un réacteur à boucle interne et un réacteur à boucle externe (Bennajah, 2007 ; Gourich, 2006).

Le riser : Le gaz est injecté en bas de cette section, la circulation du gaz et du liquide fait que la zone devient siège d'un écoulement diphasique ascendant. Cette zone est la

plus aérée. Elle possède la plus grande rétention de gaz et elle est le siège de la majeure partie du transfert gaz-liquide (Bennajah, 2007 ; Gourich, 2006 ; Merchuk et Gluz, 1999).

Le downcomer : C'est une section parallèle au riser, elle est en contact avec ce dernier en bas et en haut du réacteur, la circulation du gaz et du liquide se fait vers le bas. Une partie des bulles formées au riser quitte le liquide par la surface libre, et donc le downcomer contient moins de gaz que le riser. Parfois cette zone est dépourvue de toute bulle. La force motrice de l'écoulement est due à la différence de densité entre le Riser et le downcomer. Cette différence génère le gradient de pression nécessaire pour la recirculation du liquide. (Bennajah, 2007).

La figure si dessous a été proposée par Chisti (1989), ou il a situé le domaine opératoire des colonnes à bulle et des réacteurs airlifts en fonction de la vitesse superficielle du gaz et celle du liquide.

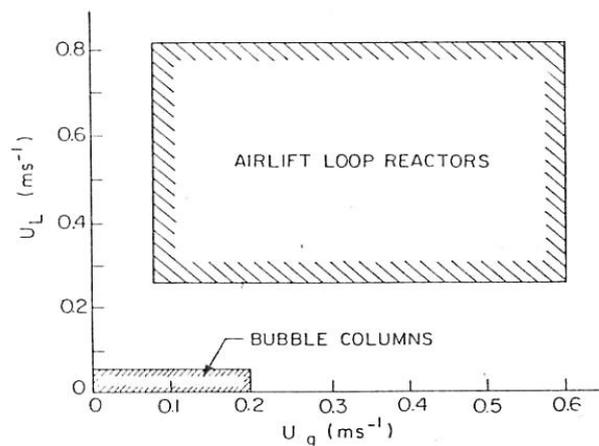


Figure I.2 : Domaine opératoire d'une colonne à bulles et d'un réacteur airlift (Chisti, 1989).

a. Réacteurs à boucle externe

Pour ces réacteurs le riser et le downcomer sont séparés et connectés par des sections ou des jonctions horizontales à la base et au sommet (voir figure I.3). La séparation du gaz peut se faire facilement grâce à un séparateur situé à la sortie entre les deux colonnes (Bennajah, 2007).

b. Réacteurs à boucle interne

Les réacteurs à boucle interne sont en fait des colonnes à bulles chicanées, le riser et le downcomer peuvent être séparés par une chicane (voir figure I.3). Cette dernière peut être plane, comme elle peut être constituée de deux tubes concentriques et selon l'endroit de l'injection du gaz. Le fluide circule de l'intérieur vers l'extérieur ou vis versa (Bennajah, 2007).

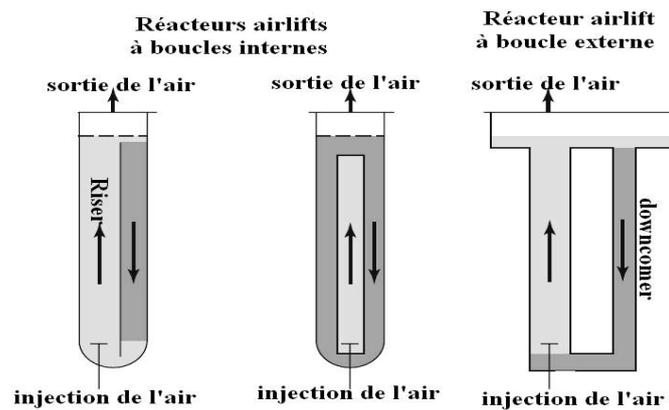


Figure I.3: Types de réacteurs airlifts

La recirculation interne sera préférée à celle dite externe si l'on désire recycler une partie du gaz avant désengagement dans le but d'épuiser en soluté une phase gazeuse. Par contre, dans le cas où un gaz produit par la réaction vient inhiber l'avancement chimique (par exemple CO_2 dans les fermentations aérobies), il est indiqué de s'en débarrasser assez rapidement au bout d'une passe en circulation externe (Gourich, 2006).

Les réacteurs airlifts sont utilisés dans les mêmes domaines que ceux cités dans le cas des colonnes à bulles tels que les bioprocédés (fermentation, aération, culture de micro-organismes), le traitement des eaux usées et dans l'industrie chimique comme siège des réactions. Ils peuvent être aussi utilisés dans les procédés nécessitant la présence d'une troisième phase solide (Chisti, 1989 ; Gourich, 2006 ; Moo-Young et Chisti, 1994).

I.3.3 Système de pompage airlift

Le système de pompage airlift est constitué principalement d'une colonne verticale (riser) partiellement ou totalement immergée dans un liquide ou un mélange liquide solide. L'objectif de l'utilisation de ce système est de soulever le liquide ou le mélange liquide-solide le long de la colonne, pour cela de l'air est injecté à la base de celle-ci. La différence de densité entre le mélange diphasique et le liquide lui-même provoque l'action le déplacement ascendant du liquide le long de cette colonne. A la sorti, le système dispose d'un séparateur de phases. Au séparateur de phases, la phase liquide peut être récupéré et le gaz peut être évacué ou recyclé (khalil et al.1999 ; Kassab et al., 2009 ; Hanafizadeh et al., 2011a ; Mahrous, 2013a ; Ahmed et al., 2016).

Le système de pompage airlift est utilisé généralement dans les opérations de pompage, notamment lorsque les systèmes classiques ne parviennent plus à assurer la tâche, soit en raison de la nature des fluides à soulever (fluides toxiques, corrosifs, radioactifs) ou l'inadaptabilité du milieu comme c'est le cas des formes irrégulières de certains puits de pétrole où la technique est souvent utilisée sous l'appellation de *gaz-lift*. Ce type de système est aussi utilisé pour les explorations archéologiques sous-marines ou pour soulever des suspensions de particules grossières dans les estuaires et les ports fluviaux. Ils sont aussi rencontrés dans l'industrie minière où ils assurent avec facilité l'extraction de minéraux des fonds marins et la récupération du charbon à partir des puits profonds. Par ailleurs, leur utilisation s'étend aussi au domaine nucléaire. (Parker, 1980 ; Hanafizadeh et al., 2012 ; Hammoud et al., 2010 ; Reinemann et Timmons, 1989).

En plus de la forme ordinaire du système de pompage airlift qui est en fait la plus fréquente, en vue d'améliorer la performance des recherches ont été menées dans ce sens. A travers la littérature nous en avons recensé quatre types que nous présentons ci-dessous.

a. Système de pompage airlift ordinaire

Dans ce système de pompage la colonne principale est caractérisée par une colonne verticale droite de section constante le long de sa hauteur. Les différentes parties de ce système sont représentées sur la figure (I.4) (Hanafizadeh et Ghorbani, 2012).

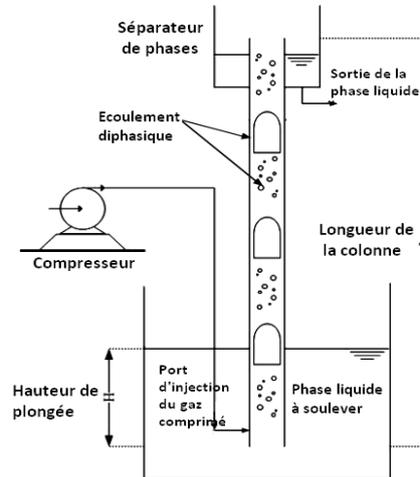


Figure I.4: Système de pompage airlift ordinaire

b. Système de pompage airlift à élargissement brusque

Pour cette configuration un élargissement brusque est introduit à une certaine position le long de la colonne en vue d'augmenter le rendement. Le schéma principal de cette variante est donné sur la figure (I.5). (Kumar et al., 2003 ; Hanafizadeh et Ghorbani, 2012 ; Karimi et al., 2010)

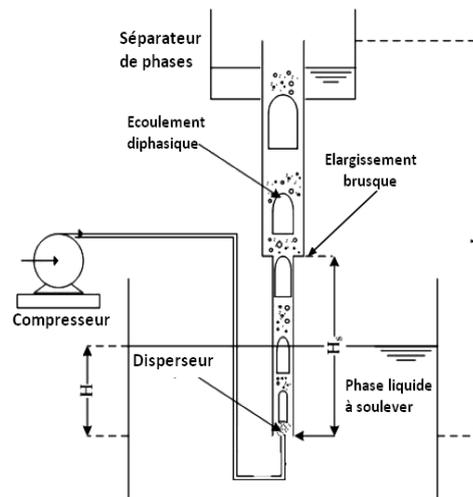


Figure I.1 : Système de pompage à élargissement brusque (Hanafizadeh et Ghorbani, 2012)

c. Système pompage airlift en forme conique

Ce type a également été introduit pour la première fois par Kumar et al. (2003) puis repris par la suite par Mahrous (2013b) qui soutient qu'une forme conique peut empêcher le régime annulaire de se produire et allonger la gamme du régime à poches ce qui pourrait améliorer la performance. D'autre part, cette configuration a été proposée pour pallier aux problèmes des pertes de charges constatées dans le cas d'un élargissement brusque (voir figure I.6).

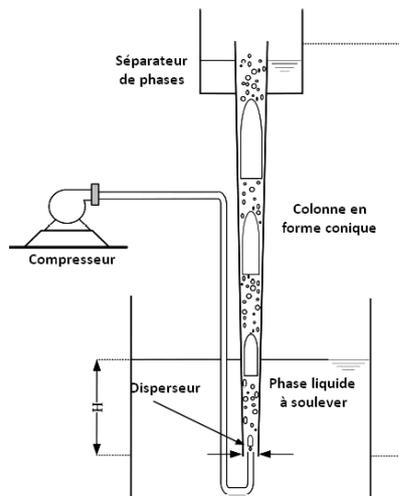


Figure I.2 : Système de pompage airlift en forme conique (Kumar et al., 2003 ; Mahrous, 2013b)

d. Système de pompage airlift en forme S

Ce système a été proposé et étudié pour la première fois par Fujimoto et al. (2004) puis par Mahrous (2013a). Les chercheurs ont introduit une déformation de forme S dans la partie inférieure de la colonne (voir la figure I.7). C'est une configuration dont l'utilisation est assez rare.

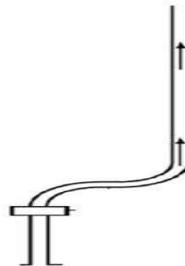


Figure I.3 : Colonne en forme S d'un système pompage airlift (Fujimoto et al., 2004)

I.4. Régime d'écoulement diphasique

C'est la configuration spatiale traduisant la distribution des deux phases en écoulement. Cette configuration nous renseigne sur les caractéristiques géométriques des interfaces séparant le gaz et le liquide. Elle peut être déterminée par différentes méthodes :

- Méthode visuelle (observation à l'œil nu, photographie et vidéos) ;
- Méthode graphique (exploitation des cartes d'écoulement) ;
- Traitement de signaux (signaux de pression, température et champs de vitesse).

Une très grande variété de régimes d'écoulement est décrite dans la littérature. En ce qui concerne l'écoulement diphasique ascendant qui fait l'objet de notre travail, on retient quatre principaux régimes qu'on peut qualifier de standards, à savoir, le régime à bulles (bubble flow), le régime à poches (slug flow), le régime turbulent baratté (churn flow) et le régime annulaire (annular flow). Le choix ou l'utilité d'un régime dépend du type d'application.

a. Régime à bulles (bubble flow) : il apparaît à faible débits de gaz. Il est caractérisé par la dispersion homogène des bulles dans la phase liquide. Il est assimilé à un écoulement homogène où les bulles de gaz sont de tailles approximativement uniformes. Ce régime est le plus fréquent en pratique lorsque le système est utilisé comme technique d'aération. Ce régime se rencontre dans les colonnes à bulles et les réacteurs airlifts (Pochet, 2012 ; Utiger, 1998) (figure I.4).

b. Régime à poches (slug flow) : Il est appelé aussi régime intermittent, il se produit en augmentant le débit du gaz après l'établissement du régime à bulles, les petites bulles se rassemblent et entrent en coalescence. Les grosses bulles s'apparentent à des poches à gaz avec des diamètres qui peuvent atteindre celui de la colonne. Ces poches ont une forme cylindrique ; la partie en aval a la forme d'une calotte sphérique et la partie en amont se caractérise par une sorte de queue aplatie légèrement déformée. Elles se déplacent le long de la colonne d'une façon périodique et elles sont séparées par des bouchons liquides parsemés de petites bulles. Ce type de régime est indiqué notamment dans la fonction de pompage (Cheng et al., 1998 ; Clark et Dabolt ;1986; Kassab et al., 2009 ; Nakaryakov et al., 1986 ; Utiger,1998) (figure I.4).

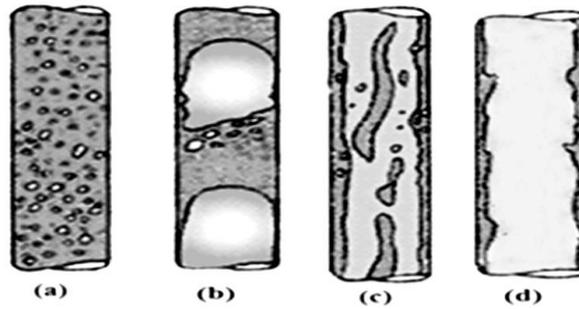


Figure I. 4:Régime d'un écoulement diphasique vertical.
 (a) Régime à bulles, (b) régime à poches, (c) régime turbulent baratté, (d) régime annulaire

c. Régime turbulent baratté (churn flow) : il se produit en augmentant le débit du gaz après l'établissement du régime à poches. Pour un certain débit d'air, les poches ne peuvent plus se maintenir en forme, par conséquent leur destruction mène à un écoulement désordonné, aléatoire avec un aspect oscillatoire non périodique. Un tel régime peut convenir pour favoriser les transfert de masse et de chaleur (Samaras et Marguaris, 2005 ; Brauner et Barnea, 1986 ; Arthur et al., 2012 ; Azzopardi et Wrent, 2004 ; Utiger,1998 ; Barrut,2011) (figure I.4).

d. Régime annulaire (annular flow) : il se produit à grands débits du gaz. Il est caractérisé par l'écoulement du gaz sous forme d'un tube occupant le milieu de la colonne. Le film liquide s'écoule sur la paroi de cette colonne sous forme d'un film mince. On le rencontre en général dans les échangeurs thermiques, les générateurs de vapeur et les systèmes de réfrigération (figure I.4).

e. Régime homogène : ce vocabulaire est utilisé pour désigner le régime à bulles dans des colonnes à bulles et des réacteurs airlifts.

f. Régime hétérogène : c'est aussi un vocabulaire utilisé dans le cas des colonnes à bulles et les réacteurs airlifts pour désigner le régime à poches et le régime turbulent baratté.

I.5 Cartes d'écoulement

La carte d'écoulement est une représentation graphique qui permet de situer les régimes d'écoulement en fonction des paramètres opératoires qui figurent comme coordonnées et abscisses sur les axes de la carte. Comme coordonnées il est fréquent d'utiliser les vitesses superficielles des phases, les nombres adimensionnels (les nombres de Reynolds, de Froude, de Bond...etc.) et parfois le taux de vide ou le diamètre de la colonne. Toutefois, à travers la littérature, il semble qu'une carte universelle ne peut exister. Les nombreuses cartes proposées ne peuvent servir que pour des conditions bien précises (Samaras et Marguaris, 2005 ; Bhagwat et Ghajar, 2012; Bhagwat, 2008 ; Spedding et al., 1998 ; Ung-Nak-Sohn, 1988; Furukawa et Fukano, 2001).

Ci-dessous nous présentons deux cartes d'écoulement comme exemple d'illustration.

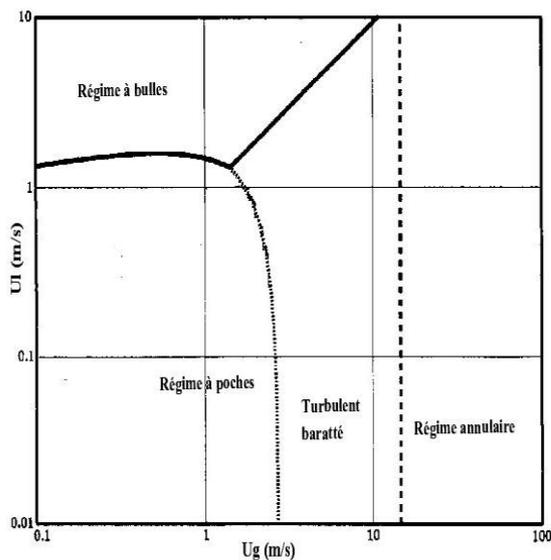


Figure I.9 : Carte d'écoulement établie par Barnea et Brauner (1986)

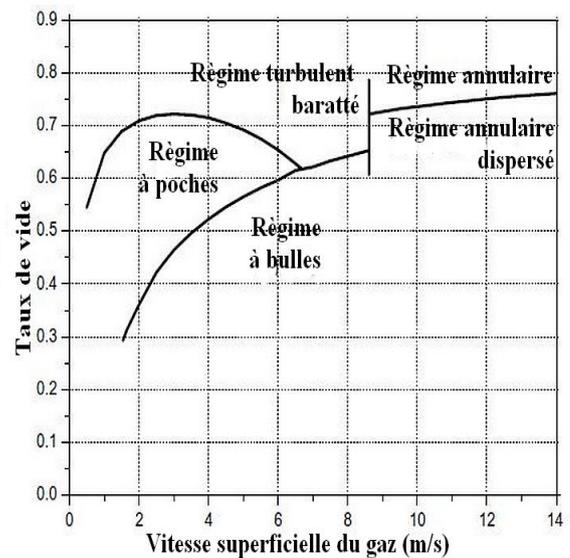


Figure I.10 : Carte d'écoulement établie par Samara et Margaris (2005)

I.6. Taux de vide

Le taux de vide est la fraction volumique de gaz dans le mélange diphasique, appelée aussi la rétention gazeuse. Il dépend de la vitesse superficielle du gaz mais aussi de nombreux autres facteurs, notamment de la vitesse de circulation du liquide, de la taille des bulles et des propriétés physiques des deux phases en présence, telles la densité, la viscosité, la tension de surface, la force ionique et les caractéristiques de coalescence du liquide (Snape et al., 1992, 1995).

Il existe différentes définitions associées au taux de vide. Ces définitions sont basées sur les paramètres intervenant lors de sa détermination (Bhagwat, 2008).

I.6.1 Taux de vide global : c'est la fraction volumique occupée par le gaz dans le mélange diphasique. Il s'exprime comme étant le rapport du volume de gaz au volume total occupé par le mélange diphasique. Il est donné par :

$$\varepsilon = \frac{V_g}{V_g + V_l} \quad (\text{I.1})$$

Où V_g et V_l sont respectivement les volumes de la phase gazeuse et la phase liquide.

I.6.2 Taux de vide surfacique : c'est le rapport entre l'aire occupée par la phase gazeuse et l'aire totale occupée par le mélange diphasique. Il est défini par :

$$\varepsilon = \frac{A_g}{A_g + A_l} \quad (\text{I.2})$$

Avec A_g et A_l les aires occupées respectivement par la phase gazeuse et la phase liquide.

I.6.3 Taux de vide volumétrique : c'est le rapport du débit volumique de la phase gazeuse au débit volumique total du mélange diphasique :

$$\beta = \frac{Q_g}{Q_g + Q_l} \quad (\text{I.3})$$

Avec Q_g et Q_l sont respectivement les débits volumiques de la phase gazeuse et de la phase liquide.

I.6.4 Techniques de mesures du taux de vide

Il existe différentes techniques pour la mesure du taux de vide local ou global. Parmi les plus citées dans la littérature, on retient principalement les suivantes :

a. Technique de vanne à fermeture rapide

Cette technique est la plus utilisée et la plus précise, elle est souvent indiquée pour mesurer le taux de vide global. Elle consiste à piéger rapidement l'écoulement circulant dans la colonne entre les deux vannes de fermeture (celle qui coupant l'alimentation en air et celle coupant l'alimentation en liquide). Cette technique est convenable pour étalonner les réponses données par les méthodes que nous allons citer par la suite. Le taux de vide est déterminé en mesurant le volume occupé par le gaz sur le volume total compris entre les deux vannes. Il est conseillé d'utiliser cette technique à basse pression, car les hautes pressions provoquent le problème de serrage des vannes. Comme inconvénient, cette technique nécessite pour chaque mesure l'arrêt de l'écoulement (Pochet, 2012).

b. Technique d'expansion du volume

Elle est utilisée généralement dans les colonnes à bulles de section uniforme où il n'y a pas de recirculation de la phase liquide. La technique consiste à mesurer le volume du mélange diphasique (volume mouillé) en expansion (V_m) et le volume du liquide seul et non aéré (V_l). Comme la section est uniforme, les mesures peuvent être rapportées respectivement à la hauteur du mélange diphasique H_m et à la hauteur de la phase liquide non aérée (H_l). Le taux de vide global est obtenu en soustrayant la fraction liquide de l'unité comme suit :

$$\varepsilon = 1 - \frac{V_l}{V_m} = 1 - \frac{H_l}{H_m} \quad (\text{I.4})$$

La technique a comme inconvénient le caractère fluctuant à la surface du liquide notamment à de très hauts débits (Tighzert, 2016 ; Kumar et al., 1998 ; Ghosh et al., 2010 ; Jin et Lant., 2004).

c. Technique de sondes électriques

La conductivité d'un liquide n'étant pas la même que celle d'un gaz, il est possible de déterminer le taux de vide en mesurant la conductivité du fluide diphasique en un point donné de l'écoulement, en notant la variation du paramètre au passage de chaque phase. Comme inconvénient, cette technique nécessite l'introduction d'une sonde dans l'écoulement d'où son caractère intrusif (Pochet, 2012).

d. Technique acoustique

La méthode acoustique se base sur le fait que la vitesse du son diffère selon le milieu de propagation de l'onde. En l'occurrence, lorsqu'un ultrason est émis et rencontre une interface gaz-liquide, il se produit un phénomène de réflexion dû à la différence d'impédance du milieu. La mesure du taux de vide se base donc sur l'exploitation des propriétés acoustiques des deux phases (Pochet, 2012).

e. Techniques radiatives

Cette technique repose sur l'exploitation des propriétés d'absorption des rayonnements de la phase gazeuse et la phase liquide. Les rayonnements utilisés sont les rayons X, γ , β et les neutrons. Mais en général les plus fréquents sont les rayons X, γ . (Pochet, 2012).

I.7 Rendement

Le rendement d'un système de pompage airlift (η) est défini comme le rapport du travail mécanique nécessaire pour lever une quantité du liquide (Q_l) à une hauteur (L-H) au travail mécanique fourni par le compresseur suivant une détente isotherme de la pression d'injection à la pression atmosphérique (Nichlin, 1963).

$$\eta = \frac{\rho_l g Q_l (L-H)}{P_a Q_g \ln \left(\frac{P_{inj}}{P_a} \right)} \quad (I.5)$$

Q_l : le débit de la phase liquide (m^3/s), Q_g : le débit d'air injecté à la base de la colonne (m^3/s), P_{inj} : Pression de l'air injecté (Pa), ρ_l : Masse volumique de la phase

liquide(kg/m^3), P_a : Pression atmosphérique (Pa), H : Hauteur d'entraînement(m), L : Longueur de la colonne(m).

I.8 Efficacité

L'efficacité est une notion introduite par Parker (1980). Il l'a définie comme étant le rapport entre le débit massique de la phase liquide et le débit massique de la phase gazeuse ; elle est utilisée pour évaluer les performances d'un système airlift, elle est donnée par :

$$E = \frac{\rho_l Q_l}{\rho_g Q_g} \quad (\text{I.6})$$

I.9 Hauteur de plongée

C'est le rapport entre la hauteur immergée de la colonne (H) à la longueur totale de la même colonne (L) :

$$H_p = \frac{H}{L} \quad (\text{I.7})$$

I.10 Vitesses des phases et glissement

I.10.1 Vitesses superficielles : c'est le rapport du débit volumique à la section de la colonne (A). Ainsi, pour la phase gazeuse et la phase liquide, ces vitesses sont respectivement définies comme suit :

$$U_g = \frac{Q_g}{A} \quad (\text{I.8})$$

$$U_l = \frac{Q_l}{A} \quad (\text{I.9})$$

I.10.2 Vitesse interstitielle : elle est définie par le rapport de la vitesse superficielle à la fraction occupée par la phase dans le mélange diphasique (Bhagwat et Ghajar, 2012). Les vitesses interstitielles des deux phases sont données par :

$$u_g = \frac{U_g}{\varepsilon} \quad (\text{I.10})$$

$$u_l = \frac{U_l}{1-\varepsilon} \quad (\text{I.11})$$

I.10.3 Vitesse du mélange diphasique : elle est donnée par la somme des vitesses superficielles de la phase gazeuse et la phase liquide (Reinmann et al., 1990) :

$$U_m = U_g + U_l \quad (\text{I.12})$$

I.10.4 Vitesse de glissement : c'est la vitesse relative de la phase gazeuse par rapport à la phase liquide. Elle est donnée par :

$$U_s = u_g - u_l = \frac{U_g}{\varepsilon} - \frac{U_l}{(1-\varepsilon)} \quad (\text{I.13})$$

I.10.5 Rapport de glissement : il est donné par le rapport des vitesses superficielles des phases comme suit (Bhagwat et Ghajar, 2012) :

$$S = \frac{U_g}{U_l} \quad (\text{I.14})$$

I.11 Masse volumique du mélange diphasique

C'est la moyenne de la masses volumique de la phase gazeuse et la phase liquide rapportée aux fractions occupées par chaque phase (Reinmann et al.(1990) :

$$\rho_m = \varepsilon\rho_g + (1 - \varepsilon)\rho_l \quad (\text{I.15})$$

ρ_m : la masse volumique du mélange diphasique ; ε : le taux de vide global ; ρ_g et ρ_l : les masses volumiques de la phase gazeuse et la phase liquide respectivement.

I.12 Gradient de pression

Pour un écoulement diphasique vertical le gradient de pression est donné par la somme de trois composantes dont la première est liée au poids du fluides (ΔP_g), la seconde à l'accélération du fluide (ΔP_{ac}) et la troisième aux frottements entre les deux phases et avec la paroi (ΔP_{fr}) (De Cachard et Delhaye, 1996):

$$\Delta P = \Delta P_g + \Delta P_{ac} + \Delta P_{fr} \quad (\text{I.16})$$

ΔP_g : Cette composante dû à la gravité, est appelée aussi « perte gravitaire ». Selon Nicklin(1963), cette composante est donnée par :

$$\Delta P_g = \left(\frac{dp}{dz}\right)_g = -\rho_l(1 - \varepsilon)g \quad (\text{I.17})$$

ΔP_{ac} : Ce terme dû à l'accélération est souvent négligé dans les calculs. On n'en tient compte que dans le cas d'un changement de phase lors de l'écoulement. Pour son estimation, De Cachard et Delhaye (1996) proposent l'équation suivante :

$$\Delta P_{ac} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_{ac} = -\rho_l \frac{d}{dz} [U_l^2(1 - \varepsilon)] = -\rho_l U_l^2 \frac{d}{dz} \frac{1}{1-\varepsilon} \quad (\text{I.18})$$

ΔP_{fr} : Ce terme dû aux frottements est souvent négligé dans la littérature. Mais certains auteurs recommandent de le prendre en compte dans certaines conditions géométriques (Clark et Dabolt, 1986 ; De Cachard et Delhaye, 1996, François et al., 1996). Pour son estimation, cette équation est proposée :

$$\Delta P_{fr} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_{fr} = 4 \frac{\tau}{D} \quad (\text{I.19})$$

τ : Contrainte de cisaillement (Pa).

CHAPITRE II

Synthèse bibliographique

L'objectif de ce chapitre est de présenter une synthèse bibliographique des principaux travaux de la littérature concernant les caractéristiques hydrodynamiques liés au système airlifts tout en englobant ceux liés aux colonnes à bulles, aux réacteurs airlifts et aux systèmes de pompage airlift.

II.1 Caractérisation des régimes d'écoulement

Quand il s'agit d'étudier un écoulement diphasique en général ou l'écoulement dans un système airlift en particulier, l'un des paramètres clé récurrent est le régime d'écoulement. Pour une application donnée, il est toujours nécessaire d'avoir le régime adéquat à cette application. Par exemple, dans le cas d'un système airlift destiné pour la fonction du pompage le régime à poches est le plus convenable. Contrairement aux applications biotechnologiques où dans les colonnes à bulles et les réacteurs airlifts le régime à bulles est le plus indiqué. Le régime turbulent baratté serait la configuration idéale pour favoriser le contact entre phases et les transferts de masse et chaleur.

Nous avons défini le régime d'écoulement au chapitre I comme étant la configuration de la distribution spatiale des deux phases. Dans le cas d'un écoulement diphasique vertical, quatre principaux régimes sont cités dans la littérature (Kassab et al., 2001, 2009 ; Khalil et al., 1999 ; Hanafizadeh et al., 2011a ; Francois et al., 1996 ; Mahrous, 2013, 2014) : le régime à bulles, le régime à poches, le régime turbulent baratté et le régime annulaire. La connaissance et la détermination de ces différentes configurations reposent notamment sur les observations visuelles ; dans certains cas on fait appel au traitement des signaux de pression, de température ou de vitesse. Quoique la méthode ne soit pas fiable, l'utilisation des cartes d'écoulement est présentée aussi comme une solution. Cependant, parfois il est possible que d'autres régimes en dehors des quatre principaux régimes cités peuvent être rencontrés dans les travaux de certains auteurs à l'instar de Spedding et al., (1998) et Hanafizadeh et al. (2011b) qui décrivent un cinquième régime appelé *régime semi annulaire* et qui n'est autre qu'une transition du régime turbulent baratté vers le régime annulaire.

Cheng et al., (1998) dans leur étude sur les mécanismes de transition du régime à bulles au régime à poches pour différents diamètres, n'ont pas observé le régime à poches dans le cas d'une colonne de diamètre 150 mm, là où on a directement une transition de régime à bulles vers le régime turbulent baratté. Guet et al., (2002)

prétendent que l'absence du régime à poches peut-être dû à la méthode d'injection du gaz. Pour Vial et al., (2000, 2001) le régime à poches est un régime typique aux colonnes de petits diamètres. Par ailleurs le régime turbulent baratté est considéré par certains auteurs (Taitel et al., 1980 ; Duckler et Taitel, 1986) comme une transition vers le régime à poches.

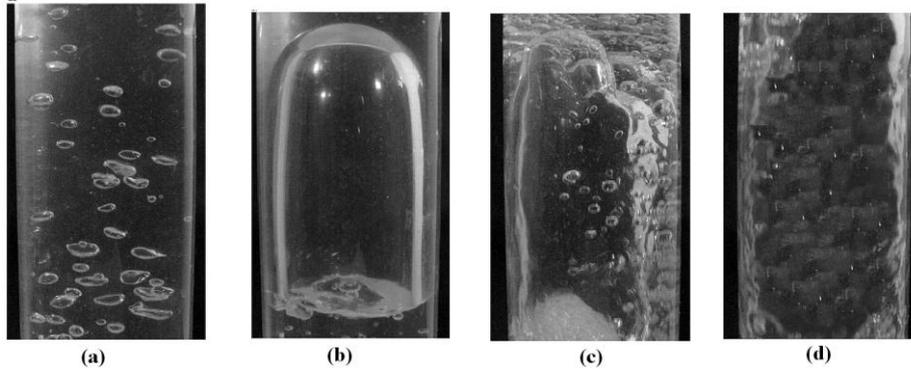


Figure II.1: Régimes observé par Hanafizadeh et al (2011a) dans le cas d'un système de pompage airlift dans une colonne de 50mm de diamètre et de 6m de longueur.

(a) : Régime à bulles ; (b) : Régime à poches ; (c) : Régime turbulent baratté ;
(d) : Régimes annulaire.

Dans la littérature, le régime turbulent baratté et la transition vers le turbulent baratté sont les configurations les plus complexes à étudier et à décrire. A titre illustratif, plusieurs mécanismes sont proposés pour expliquer la transition vers le turbulent baratté (Jayanti et Hewitt, 1992) :

- Mécanisme de l'effet d'entrée (*entrance effect*) ;
- Mécanisme de l'effet de submersion (*flooding effect*) ;
- Mécanisme de l'effet de la turbulence dans le sillage (*wake effect*) ;
- Mécanisme de l'effet de la coalescence (*coalescence effect*) ;

Par ailleurs, dans le cas des réacteurs airlift et les colonnes à bulles la classification des régimes change de terminologie. Les régimes sont divisés en deux catégories : le régime homogène qui peut être confondu avec le régime à bulles et le régime hétérogène qui inclut le régime à poches, le régime turbulent baratté et le régime annulaire (Vial et al. 2000-2002, 2005; Moshtari et al., 2007, 2009).

Si la carte d'écoulement est l'un des méthodes utilisée pour la caractérisation des régimes, son utilisation reste limitée du fait que lors de l'établissement de ces cartes,

on ne tient pas toujours compte des caractéristiques géométriques et physiques du système. Ce qui rend ces cartes non-universelles mais plutôt convenables à certains cas précis. Les cartes proposées dans la littérature sont nombreuses. A titre d'exemple, nous pouvons citer celles de Hewitt et Robert, 1969 ; Taitel et al., 1980 ; Spedding et Spence ., 1993 ; Hanafizadeh et al., 2011b .

Les écoulements diphasiques verticaux sont aussi caractérisés par une certaine instabilité. Cette instabilité reste encore un phénomène complexe dont l'origine expliquée par certains auteurs reste encore peu clair. Hjalmar (1973) dans son étude a montré que l'instabilité commence au bout de 30 à 40 fois le diamètre de la colonne. Apazidis (1985) a constaté que la taille des bulles peut avoir un effet sur la performance. En effet cet auteur pense que le diamètre et la longueur de la colonne influence sur l'inertie du fluide et par conséquent la stabilité de l'écoulement. De Cachard et Delhay (1997) ont lié l'instabilité de l'écoulement et l'oscillation ondulatoire dans la section d'écoulement diphasique à la compressibilité du gaz.

Hanafizadeh et al.(2011a) ont procédé à une étude expérimentale et une caractérisation visuelle en utilisant une caméra ultra-rapide (1200 images/seconde). L'étude expérimentale a été réalisée avec une colonne de 50mm de diamètre et une longueur de 6m. Les quatre régimes (à bulles, à poches, turbulent baratté et annulaire) (voir figure II.1) ont été visualisé et projetés sur la carte d'écoulement de Hewitt et Robert (1969) .Les auteurs ont constaté que le fonctionnement optimal correspond aux régimes à poches. Les photographies prises pour les régimes ont fait l'objet d'un traitement numérique approfondi, cependant, il a été constaté que les conclusions du travail ne se rapportent nullement au traitement d'image effectué.

Hanafizedeh et al (2011 b), dans une autre étude réalisée avec des tubes de 2, 3 et 4 mm, la caractérisation des régimes a montré que pour cette gamme de diamètre les régimes se présentent sous le même aspect sans aucune différence. Les auteurs proposent une carte d'écoulement qu'ils ont testé avec quelques autres travaux. Leurs résultats montrent que le régime annulaire apparait à de faibles vitesses superficielles d'air en comparaison à d'autres conditions opératoires où ce régime apparait à de très hautes vitesses.

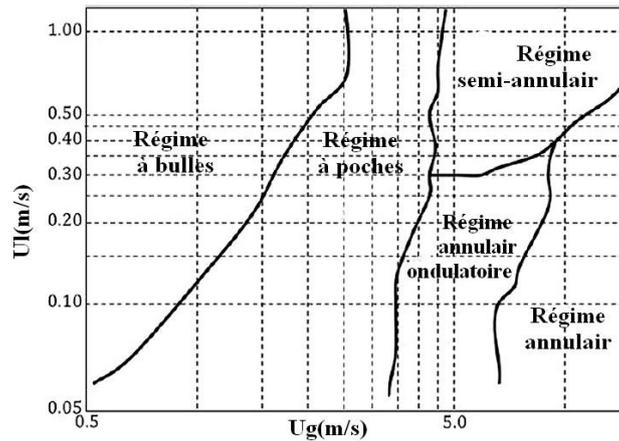


Figure II.2: Carte d'écoulement établi par Hanafizadeh et al (2011b)

II.2 Modèles analytiques des systèmes airlifts

Pour concevoir ou optimiser un système airlift, il est fréquent de rechercher des modèles fiables en mesure de prédire le débit de la phase liquide pour un débit d'air et une hauteur de plongée donnés. Dans la littérature on distingue trois approches principales. La première approche est basée sur les corrélations empiriques (Akita et al., 1988 ; Hills, 1976), la seconde approche est basée sur les bilans d'énergies (Richardson et Higson, 1962, Chisti et al., 1988) et la troisième repose sur le modèle mono-dimensionnel de l'écoulement diphasique, l'équation de continuité et l'équation de quantité de mouvement (Nicklin, 1963 ; Stenning et Martin, 1968, Parker, 1980 ; Reinemann et al. 1990 ; Kassab et al., 2009 ; Ahmed et al., 2016). Dans les trois approches, beaucoup de simplifications sont introduites. Il est fréquent de négliger les termes du gradient de pression, l'effet de compressibilité du gaz, de la tension superficielle...etc.). Ces approximations font que la gamme d'application des modèles résultants se réduit considérablement pour ne pas dire valable uniquement pour les conditions opératoires de l'auteur (François et al., 1996).

II.2.1 Modèle de Stenning et Martin (1968)

La théorie de Stenning et Martin (1968) est considérée comme un modèle de référence dans la littérature. A base de l'équation de continuité, de la théorie quantité de mouvement et du théorème de Bernoulli établies pour la zone proche disperser et la sortie de la colonne ; avec l'hypothèse d'un écoulement monodimensionnel, les auteurs

ont proposé un modèle pour la prédiction du débit de la phase liquide qui est donné par l'équation (II.1).

$$\frac{H}{L} - \frac{1}{\left(1 - \frac{Q_g}{S Q_l}\right)} = \frac{U_l^2}{2gL} \left[(K + 1) + (K + 2) \frac{Q_g}{Q_l} \right] \quad (\text{II.1})$$

Où : K représente le facteur de frottement, D : le diamètre hydraulique de la colonne, U_l : vitesse de la phase liquide et S , le rapport de glissement donné par le rapport des vitesses superficielle des deux phases (voir chapitre I).

Pour le cas d'un système en fonctionnement optimal le rapport de glissement S devrait être compris entre 1,5 et 2,5.

Comme inconvénients du modèle de Stenning et Martin (1968) nous citons les points suivants :

- Le modèle présenté ne peut être utilisé pour les faibles débits de la phase liquide.

Le rapport $\frac{Q_g}{Q_l} \rightarrow \infty$ quand $Q_l \rightarrow 0$.

- Le rapport de glissement $S = \frac{U_g}{U_l}$ est considéré constant, alors qu'en réalité, ce rapport évolue en fonction des débits des deux phases.
- Le facteur de frottement évolue également avec l'évolution de la vitesse des deux phases.

Le modèle de Stenning et Martin (1968) a été repris et modifié par quelques auteurs. Parker (1980) dans son étude sur les méthodes d'injection a apporté des modifications en établissant un bilan de quantité de mouvement au niveau du disperseur. Kassab et al.(2009) ont repris le modèle pour tenir compte de la variation du facteur de frottement et du rapport de glissement.

II.2.2 Modèle de Nicklin (1963)

Nicklin (1963) est aussi l'un des premiers pionniers ayant posé les bases théoriques du fonctionnement d'un système de pompage airlift. Avec l'hypothèse d'un écoulement monodimensionnel et un régime à poches établi, il réussit à proposer un modèle validé pour les colonnes de hauteurs relativement faibles. L'auteur a introduit la notion du rendement du système et la définition (équation I.5) qu'il a donnée reste utilisée jusqu'à

nos jours par la plupart des chercheurs du domaine. En s'appuyant sur le concept du modèle à écart de vitesses, l'auteur a proposé également une équation en mesure de servir pour la prédiction du taux d vide :

$$\frac{Q_g}{\varepsilon A} = 1.2 \left(\frac{Q_g + Q_l}{A} \right) + 0.35 \sqrt{gD} \quad (\text{II}.2)$$

Pour Reinemann et al. (1990) le modèle de Nicklin (1963) ne peut être valable que pour les colonnes de faibles diamètres. Ils ont jugé nécessaire d'étendre cette théorie à une gamme plus élargie aux diamètres inférieurs à 20 mm. Selon ces auteurs, pour cette gamme de diamètre, la tension superficielle joue un rôle important. En tenant compte de ce paramètre, les auteurs ont établi un modèle pour la prédiction du débit de la phase liquide. Le modèle établi consiste en un système d'équations dont la prédiction du débit de la phase liquide se fait par la résolution de ce système.

Le modèle de Reinemann et al., (1990) aussi, a fait l'objet d'une révision par Kim et al.(2014). En effet ces auteurs ont procédé à la simplification du modèle en le présentant sous une forme adimensionnelle. La nouvelle forme du modèle a été confrontée à leur résultats expérimentaux obtenus lors d'une étude d'un système de pompage airlift sur une gamme de diamètres 4,11, 18 et 24mm pour les hauteurs de plongée 0,8; 0,9 et 1.

II.2.3 Modèle à écart de vitesses

Le concept du modèle à écart de vitesses (drift-flux model) a été introduit pour la première fois par Zuber et Findlay (1965). Il est essentiellement un modèle à écoulements séparés dans lequel l'attention est portée sur le mouvement relatif qu'individuel des phases. En écoulement gaz-liquide, l'application de la théorie de l'écart de vitesse (*drift-flux*) est fréquemment utilisée pour modéliser le taux de vide notamment quand il s'agit du régime à bulles ou du régime à poches voire du turbulent baratté (Wallis, 1969). En régime annulaire, la vitesse locale relative étant presque nulle, par conséquent l'utilisation du modèle s'avère inefficace (Xu et Fang, 2014).

Le modèle tient essentiellement compte de deux facteurs : la vitesse d'entraînement de la phase gazeuse ($U_{gm} = U_g - \varepsilon(U_m)$) par rapport à la vitesse du mélange diphasique (U_m) et la non-uniformité du profil de taux de vide à travers la section de la colonne. Cette non-uniformité est caractérisée par le paramètre de

distribution (C_0) (Guet et al., 2004 ; Xu et Fang, 2014; Bhagwat et Ghajar, 2014). La forme générale du modèle est donnée par :

$$\varepsilon = \frac{U_g}{C_0 U_m + U_{gm}} \quad (\text{II.3})$$

Dans le cas d'un écoulement homogène les deux phases se déplacent avec la même vitesse donc, $U_{gm} = 0$ et $C_0 = 1$. Dans la littérature on trouve différents modèles à écart de vitesses ou le coefficient de distribution (C_0) et la vitesse relative (U_{gm}) peuvent être exprimés de diverses manières (Xu et Fang, 2014) puisque il est difficile de déterminer pratiquement la vitesse relative (U_{gm}) car elle dépend des champs de cisaillement, de la quantité de mouvement et de l'énergie échangé entre les deux phases. Et d'après Nicklin (1963) la vitesse relative peut être exprimé par $0,35\sqrt{gD}$ et $C_0 = 1.2$ pour le régime à poches.

II.2.4 Autres modèles

François et al. (1996) ont mené une étude expérimentale et analytique sur un système de pompage airlift de grandes dimensions ($L= 21$ m et $D=14$ cm). L'objectif recherché était de concevoir un système efficace pouvant être utilisé pour décontaminer les eaux souterraines des composés organiques volatils. La confrontation de leurs résultats expérimentaux avec les modèles existant dans la littérature (Stenning et Martin, 1968 ; Clark et Dabolt, 1986 ; Reinemann et al., 1990 ; Nicklin, 1963) s'est avérée infructueuse. C'est pourquoi les auteurs ont établi un nouveau modèle analytique inspiré des équations de l'écoulement diphasique et du modèle à écart de vitesses. Le modèle tient compte de tous les termes qui interviennent dans l'expression du gradient de pression. Les auteurs soutiennent que leur modèle est validé pour le pallier inférieur au maximum du rendement mais requiert certaines conditions opératoires pour son application, à savoir diamètre de la colonne qui doit être compris entre 10 et 25 cm et une gamme de hauteur de plongée allant de 0,3 à 0,7.

De Cachard et Delhaye (1996) rapportent que plusieurs modèles de la littérature négligent le terme du frottement dans l'expression du gradient de pression ce qui les rend inapplicables pour les diamètres inférieurs à 10mm. Ils trouvent que le modèle Clark et Dabolt (1986) par exemple peut être valable uniquement dans le cas du dispositif expérimental qu'ils ont utilisé ($D= 38$ et 127 mm). Les auteurs insistent sur le

fait que le terme de frottement devient significatif pour les diamètres de l'ordre 10 mm et même sensible aux changements des régimes. Ils soutiennent que cette gamme de diamètre est largement utilisée dans la pratique et doit nécessairement attirer l'attention.

Samaras et Margaris (2005) ont procédé à la modification de la carte de Hewitt et Robert (1969). Les auteurs ont rendu la carte plus pratique en transformant les coordonnées originales en vitesses superficielles des deux phases. Samaras et Margaris (2005), en s'appuyant sur les équations de Wallis (1969) ont établi une nouvelle carte pour la caractérisation des régimes en utilisant le taux de vide global. Les cartes établies ont été testées et confrontées aux données de la littérature.

Une étude analytique a été réalisée par Chisti et al. (1988) en vue de prédire la vitesse de circulation de la phase liquide dans un réacteur airlift. Pour ces auteurs, la seule énergie mise en jeu dans le fonctionnement du réacteur est l'expansion isotherme du gaz. Les auteurs supposent que le terme d'énergie source, peut être décomposé en plusieurs composantes comme celui lié à la dissipation due au sillage derrière les bulles, celui lié à la stagnation du gaz dans le downcomer et aussi les frottements avec le riser. La prédiction de la vitesse de la phase liquide est donnée par l'équation ci-dessous

$$U_l = \left[\frac{2gh_D(\varepsilon_r - \varepsilon_d)}{\frac{k_T}{(1-\varepsilon_r)^2} + K_B \left(\frac{A_r}{A_d}\right) \frac{1}{(1-\varepsilon_d)^2}} \right]^{0.5} \quad (\text{II.4})$$

Cette équation peut être appliquée dans le cas des réacteurs airlift à boucle interne et à boucle externe en apportant des modifications sur les coefficients K_B et K_T .

K_B : est un coefficient de frottement à l'entrée du réacteur ; K_T : Coefficient de frottements à la sortie de la colonne.

Clark et Dabolt (1986) ont introduit un modèle général d'équations pour un système de pompage airlift, fonctionnant en régime à poches. Ce modèle montre que devant le gradient de pression global dans la colonne, les pertes de charges dues aux frottements peuvent être négligées.

Mahrous (2013a) a procédé à l'étude expérimentale d'un système de pompage airlift auquel une déformation en forme de S est apportée le long du riser. Pour diverses positions de la singularité S variée le long du riser, Mahrous (2013a) a constaté qu'une

telle déformation ne contribue nullement à l'augmentation du rendement. Le même auteur dans une autre étude (Mahrous., 2013a, 2013c) dans son étude numérique basée sur la variation du diamètre de la colonne, la position de la déformation S et l'orientation de la colonne, a montré qu'une augmentation graduelle du diamètre pourrait augmenter la performance du système. L'élargissement progressif du riser selon cet auteur éviterait l'obtention du régime annulaire.

Une étude numérique est réalisée par Abadshapoori et al., (2011) sur l'effet de la forme conique d'une colonne d'un système de pompage airlift. Les auteurs ont montré que la forme conique a un effet positif sur la performance du système. La forme conique réduit même le phénomène d'instabilité. Cependant, les auteurs soutiennent que l'effet positif peut s'inverser pour un certain angle d'ouverture critique. Au-delà d'un angle critique, le régime à poches devient instable.

II.3 Méthodes d'injection

Parker(1980) compte parmi les premiers auteurs ayant étudié l'effet du disperseur sur la performance d'un système airlift. Dans son étude deux techniques d'injection ont été abordées: une injection axiale et une injection radiale. L'auteur a utilisé des disperseurs de différents diamètres avec des nombres de trous variés. A l'issue de son étude il a constaté que le plus grand débit de la phase liquide est obtenu avec le disperseur correspondant au plus faible diamètre mais avec un rendement assez faible.

Khalil et al. (1999) ont étudié l'effet de la méthode d'injection d'air sur les performances du système de pompage airlift. Dans leur étude expérimentale, ils ont choisi une surface d'injection de 10 mm². Le nombre de trous a été varié de 1 jusqu'à 48 avec des diamètres allant de 0,5 à 3,5 mm. Les expériences ont été réalisées avec quatre hauteurs de plongée différentes (0,5 ; 0,6 ; 0,7 ; 0,75). Les auteurs ont conclu que la taille des bulles à la sortie du disperseur peut avoir un effet sur la performance du système. Ils affirment qu'un disperseur à plusieurs trous donne un meilleur rendement. Toutefois, ils pensent que pour chaque hauteur de plongée, le choix d'un disperseur approprié peut améliorer la performance du système.

Kassab et al.(2010) ont abordé les techniques d'injection sous un autre aspect. Les auteurs ont conçu huit types de disperseurs dont chacun correspond à une

technique d'injection différente : injection radiale, injection à disque perforé de trous identiques, injection à disque perforé de trous variés, injection à disque perforé rotatif, injection à disque perforé rotatif à des vitesses différentes, injection tourbillonnaire radiale, injection à ailette tourbillonnaire et injection à disque équipé d'un ventilateur. Dans ces résultats expérimentaux, l'ensemble des conclusions tirées confirment les effets différents que produisent les techniques d'injection sur la performance d'un système airlift.

Mahrous (2014) a proposé une nouvelle technique d'injection appelée *l'injection multi-étage*. Cette technique consiste à injecter de l'air comprimé à des niveaux différents le long de la colonne. Les résultats de l'auteur montrent que cette technique élargit la gamme optimale du fonctionnement et réduit le phénomène d'instabilité de l'écoulement.

Ahmed et Badr (2012) ont réalisé une étude expérimentale et analytique sur le fonctionnement d'un système de pompage en s'intéressant à une technique à double injection axiale et radiale. Les auteurs ont montré que leur nouveau système d'injection améliore le rendement de 30 % par rapport aux dispositifs d'injection classiques. Les auteurs ont également proposé un modèle analytique en mesure de prédire le débit de la phase liquide. Les auteurs estiment que le modèle est efficace puisque l'écart avec les résultats expérimentaux est estimé à 15 %.

Ahmed et al. (2016) ont abordé quatre méthodes d'injection : mode axial, mode radial, mode combinée et mode hélicoïdale. Les quatre techniques ont été étudiées avec deux modes d'injection: Mode d'injection stable et mode d'injection à pulsations (c'est-à-dire par intermittence) (figure II.2). L'ensemble des expériences ont été réalisées pour une seule hauteur de plongée fixe, égale à 0,5. À l'issue de leurs travaux ils trouvent que la méthode d'injection combinée se traduit par une meilleure performance par rapport à la méthode axiale et à la méthode radiale. D'autre part, la méthode hélicoïdale semble

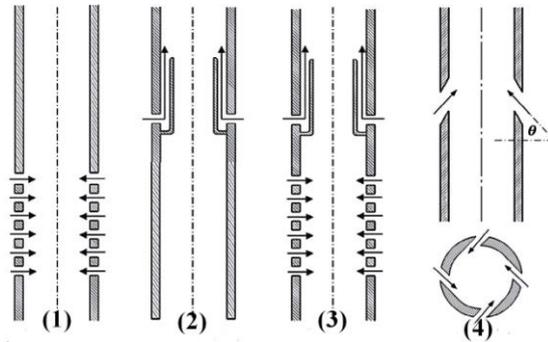


Figure II.3 : Schéma Dispositif de disperseur utilisé par Ahmed et al. (2016).

(1) :Axial, (2) : radial,(3) : Combinée,(4) :Hélicoïdale.

n'avoir aucun effet sur la performance même avec la variation d'angle. Les résultats ont montré aussi que pour la méthode axiale à pulsation le maximum du rendement augmente de 60% par rapport à la méthode axiale stable (sans pulsation) et de 24% par rapport à la méthode combinée. Ils conclurent que le mode d'injection avec pulsation est plus indiqué pour augmenter la performance d'un système de pompage airlift.

II.4 Taux de vide

Comme il a été mentionné dans le chapitre I, le taux de vide est un paramètre clé, indispensable pour la compréhension de l'hydrodynamique et la structure d'un écoulement diphasique. Il est également important de rappeler que le taux de vide joue un rôle prépondérant dans les phénomènes de transferts et le temps de séjour dans les réacteurs (Chisti, 1989).

Bennajah (2007) rapporte qu'il est difficile de prédire le taux de vide en l'absence de données expérimentales. En effet le taux de vide dépend de nombreux facteurs dont le disperseur du gaz, les propriétés de la phase liquide, la présence d'impuretés, les dimensions de la colonne et de la vitesse superficielle du gaz. Tous les auteurs s'accordent à dire que la rétention de gaz dans le riser et le downcomer est une fonction de la vitesse superficielle de gaz et le rapport (A_d/Ar).

En effet, dans un airlift, la composante latérale de vitesse des bulles est faible. La fréquence des interactions bulles-bulles est donc réduite et par conséquent

l'influence de propriétés coalescentes diminuée. Par ailleurs, le taux de vide global dans un airlift est généralement inférieur à celui dans une colonne à bulle simple. En effet, en raison de la circulation du liquide, la vitesse d'ascension des bulles augmente et par conséquent la rétention gazeuse diminue. Cette situation est encore plus marquée en airlift à boucle externe en raison de l'absence de gaz dans la section descendante. Avec le diamètre des bulles, la rétention gazeuse influe sur la surface d'échange disponible pour le transfert de masse. Il s'agit donc d'un paramètre de première importance (Utiger, 1998).

Aloufi (2011) rapportent que le taux de vide dépend de la taille des bulles qui elles-mêmes sont liées à la hauteur statique du liquide et la longueur de la colonne.

Ong et al.(2009) ont mené une étude sur l'évolution radiale du taux de vide dans la colonne à bulles en utilisant six types de disperseurs différents. Le plus grand taux de vide atteint a été noté avec le disperseur aux trous de diamètres $0,4 \text{ mm}$. Les auteurs pensent que ce résultat est dû à la façon dont les trous sont arrangés.

Liu (1993) pense que les bulles de petites tailles uniformisent le taux de vide radial à travers une section radiale de la colonne. L'augmentation du diamètre se traduit par une forme convexe du profil de taux de vide. Liu (1993) propose une valeur critique du diamètre de la bulle pour laquelle la forme du profil est déformée. Ce diamètre critique varie de 5 à 6 mm .

Hills(1976) se basant sur l'étude de quantité de mouvement et s'inspirant du modèle à écart de vitesses propose une corrélation pour la prédiction du taux de vide qui a eu un impact favorable dans la littérature:

$$\begin{cases} \frac{U_g}{\varepsilon} = 0.24 + 1.35(U_g + U_l)^{0.93} & \text{pour } U_l > 0.3 \text{ m/s} \\ U_{gl} = 0.25 + 4. \varepsilon^{1.72} & \text{pour } U_l < 0.3 \text{ m/s} \end{cases} \quad (\text{II.5})$$

Hills (1976) a confronté sa corrélation aux résultats expérimentaux qu'il avait obtenus avec une colonne de 150 mm de diamètre et une hauteur de $10,5 \text{ m}$.

Akita et al.(1988) se sont fixés comme objectif la prédiction du taux de vide dans un système de pompage airlift. Les auteurs se sont appuyés sur un travail analytique inspiré des équations de Wallis (1969) et du modèle à écart de vitesses. En

parallèle un travail expérimental pour la confrontation des résultats a été réalisé sur une colonne d'un diamètre de 148 mm et d'une hauteur de 8 m. La mesure du taux de vide global a été effectuée par la technique de l'expansion du volume. Pour estimer les effets des propriétés physiques les auteurs ont utilisé divers fluides (eau, CMC, n-héptanol, Na_2SO_4). A l'issue de leurs travaux ils parviennent à développer une corrélation pour prédire le taux de vide. Leurs résultats expérimentaux ont été corrélés avec un écart de 20 % :

$$\frac{\varepsilon}{(1-\varepsilon)^4} = 0.2 \left(\frac{gD^2\rho l}{\sigma} \right)^{1/8} \left(\frac{gD^3}{v_l^2} \right)^{1/12} \left(\frac{U_{gl}}{\sqrt{gD}} \right) \quad (II.6)$$

II.5 Effet de la viscosité et comportement du gradient de pression

Cette partie s'étale sur quelques travaux de la littérature ayant abordé les effets de la viscosité et le comportement du gradient de pression dans le système airlift.

Roustan et al.(1977) ont étudié le taux de vide dans les colonnes à bulles de différents diamètres (2 et 6 mm) en utilisant des phases liquides aux propriétés physicochimiques différentes (eau, eau-glycérine (50%, 60%, 70%), aniline et l'alcool éthylique).. D'après ces auteurs l'hypothèse d'une relation linéaire entre $\frac{\varepsilon}{(1-\varepsilon)}$ et U_g est alors applicable pour ($U_g \leq 100 \text{ m/h}$) dans le cas des systèmes air-liquide étudiés. En utilisant l'analyse dimensionnelle les auteurs ont proposé une corrélation reliant le taux de vide aux nombres adimensionnels, à savoir le nombre de Froude et le nombre de Bond. Les auteurs soutiennent que la corrélation prédit les résultats expérimentaux avec un écart de 10 %.

$$\frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} = 0,65 \cdot Fr \cdot Bo^{0,25} \quad (II.7)$$

Fukano et Furukawa (1998), ont étudié les effets de la viscosité et le comportement du gradient de pression sur l'épaisseur du film liquide dans le cas d'un régime annulaire. Comme phases liquides les auteurs ont utilisé de l'eau la solution de glycérine à différents niveaux de dilution. Les auteurs ont conclu que la l'interface gaz-liquide et le coefficient de frottement dépendent fortement de la viscosité. Pour ce faire,

les auteurs ont proposé une corrélation pour la prédiction de l'épaisseur du film liquide dans le cas du régime annulaire et une méthode pour prédire les pertes de charge.

Dans le même sillage, Furukawa et Fukano (2001), ont étudié expérimentalement l'effet de la viscosité sur les régimes d'écoulement dans une colonne verticale de 19,2mm de diamètre et 5.4m de longueur. Comme phase liquide, l'eau une solution de glycérine 15 fois plus visqueuse que l'eau) ont été utilisées.

Les auteurs ont conclu que la viscosité de la phase liquide affecte significativement la structure du film liquide entourant les poches d'air en régime à poches. Elle affecte aussi la structure des films liquide adulateur formée en régime annulaire. A l'issue de leur étude, les auteurs ont proposé une carte d'écoulement dont les lignes de transitions sont fortement dépendantes de la viscosité.

Benajah (2007) rapporte qu'El Azher et al. (2005), et Shariati et al., (2006), signalent que les propriétés physiques du liquide telles que la densité, la viscosité, la tension superficielle ont une grande influence sur l'hydrodynamique du système.

El Azher et al. (2005), montrent l'influence de la viscosité et de la tension superficielle. Ils ont conclu que lorsque la viscosité du liquide ou la tension superficielle augmentent, le diamètre des bulles augmente, et leur vitesse ascensionnelle aussi, et par conséquent, la rétention du gaz (taux de vide) diminue.

Wu et al.(2013) ont étudié l'effet de la viscosité sur l'hydrodynamique d'un réacteur airlift. La CMC a été utilisée comme phase liquide avec une gamme de viscosité allant de 1 à 51 cP. Les auteurs ont montré que le taux de vide augmente avec l'augmentation de la viscosité jusqu'à une valeur critique au-delà de laquelle il commence à décroître.

Da Hlaing et al. (2007), ont étudié l'effet de la viscosité et le comportement du gradient de pression dans le cas d'un écoulement diphasique vertical dans une colonne de 19 mm de diamètre. Leurs résultats ont montré que le gradient de pression diminue avec l'augmentation du débit d'air dans le cas du régime à bulles, le régime à poches et le turbulent baratté. Par contre, en atteignant le régime annulaire, le gradient de pression commence à augmenter. Quant aux fluctuations de pression, les auteurs confirment que ces dernières sont significativement faibles dans le cas de la solution de la glycérine.

Moisidis et Kastrinakis (2010) ont étudié le comportement de la pression le long d'une colonne d'un système de pompage airlift pour différentes hauteurs de plongée. Dans leur étude ils ont utilisé deux capteurs de pression dont les positions ont été variées le long de la colonne. A l'issue de leur étude, ils ont montré que le comportement de la pression à la sortie du disperseur se traduit par un aspect non linéaire. Cet aspect de la non-linéarité serait dû à l'existence des frottements au niveau de cette zone. Les auteurs stipulent que le comportement de la pression le long de la colonne dépend fortement de la nature du régime d'écoulement. La distribution de la pression le long de la colonne a été comparée à celle prédite par Stenning et Martin (1968).

Abdul Rahman–Al Ezzi et Ajmuldeen (2013) dans leur étude sur l'effet de la viscosité sur le taux de vide et le transfert de masse dans un réacteur airlift à boucle interne ont utilisé comme phase liquide visqueuses de l'eau, la solution de la glycérine (50%), la CMC (2%), la solution de l'acide acétique (10%) et la solution de NaCl (10%), les auteurs ont constaté que le taux de vide et le coefficient de transfert augmentent avec l'augmentation du débit d'air et l'inhibition de la coalescence. Concernant la CMC, le coefficient de transfert est presque identique à celui obtenu avec l'eau seule et l'augmentation de la viscosité fait diminuer le taux de vide.

CHAPITRE III

Dispositif expérimental et techniques de mesures

Dans ce chapitre il s'agit de décrire le dispositif expérimental ainsi que les techniques de mesures utilisées. Le dispositif expérimental a été réalisé dans le cadre des travaux d'une thèse de doctorat (Tighzert et al.,2013, Tighzert,2016). Dans le cadre de notre travail, nous avons procédé à quelques modifications de l'installation pour l'adapter aux objectifs assignés. Il s'agit d'une modification apportée à la base de la colonne, au niveau du bac de transit qui, à l'origine a une forme cubique (25x25x25) et que nous avons remplacé par une section circulaire en téflon de diamètre extérieure de 12cm et de diamètre intérieur de 10cm.

Dans ce chapitre nous présentons également les caractéristiques des fluides étudiés et les différentes techniques de mesure utilisées.

III-1 Le dispositif expérimental

L'ensemble des expériences ont été réalisées dans le laboratoire d'Hydrodynamique de l'université Abderrahmane Mira de Béjaïa. Le dispositif expérimental est représenté sur la figure (III.1). Il s'agit d'un système airlift fonctionnant en boucle externe. La conception et le montage a dû répondre aux critères suivants :

- Visualisation de l'écoulement ;
- Possibilité de varier facilement la hauteur de plongée ;
- Une hauteur de la colonne relativement suffisante pour l'établissement des régimes.

L'ensemble des parties formant cette installation est monté sur une structure métallique rigide fixée au plafond et au sol par des chevilles métalliques. Elle est constituée principalement des éléments suivants :

a. Colonne (riser) : c'est une colonne transparente d'une hauteur de 3 m d'un diamètre intérieur et de 33 mm. La colonne est formée de deux tubes cylindriques en plexiglas dont la transparence permet la visualisation de l'écoulement. Au milieu de la colonne, soit à 1,5 m de hauteur, une vanne destinée à la mesure du taux de vide global est montée.

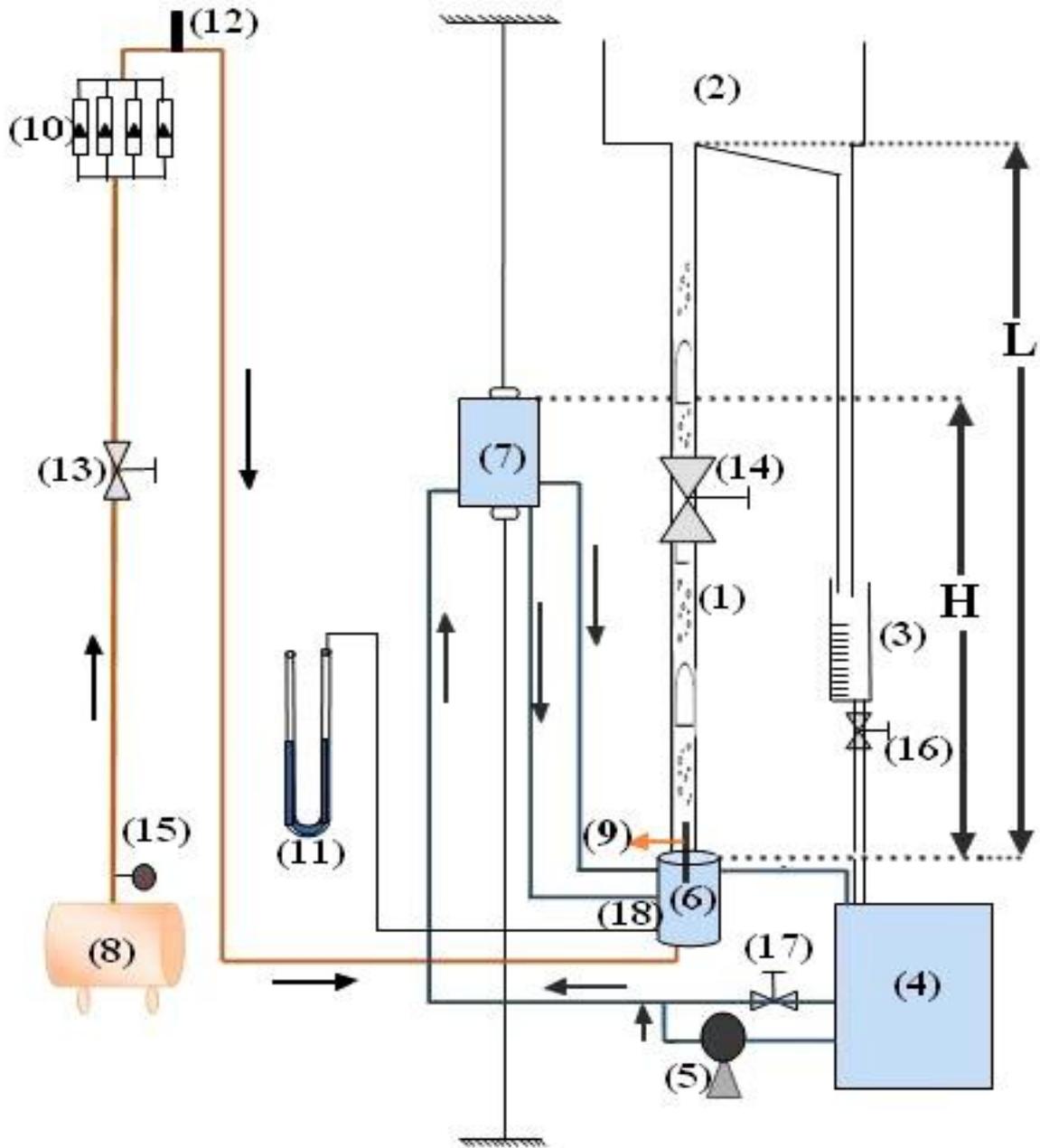


Figure III.1 : Schéma du dispositif expérimental

- (1) : Colonne ; (2) : Séparateur de phases ; (3) : Bac gradué ; (4) : Réservoir d'eau ; (5) : Pompe à eau ; (6) : Section de transit ; (7) : Bac coulissant ; (8) : Compresseur ; (9) : Disperser ; (10) : Débitmètres à air ; (11) : manomètre ; (12) : Thermomètre ; (13) : Vanne à air ; (14) : Vanne du taux de vide ; (15) : Régulateur de pression , (16), (17) : Vanne ; (18) : prise de pression

b. Vannes du taux de vide : la mesure du taux de vide global par la technique de vanne à fermeture rapide consiste à couper simultanément l'alimentation en gaz et en liquide à un point donné de l'écoulement. Donc, pour cela, dans le cas de notre dispositif expérimental, la vanne coupant l'alimentation en eau est placée au milieu de la colonne (à 1,5 m de hauteur), elle indiquée par le chiffre (14) sur la figure (III.1). Fabriquée en PVC, elle se ferme à demi-tour avec facilité. La deuxième vanne servant pour la coupure de l'alimentation en air est indiquée par le chiffre (13) sur la figure (III.1). C'est une vanne à gaz qui se ferme aussi à demi-tour.



Figure III.2 : Vannes du taux de vide

- (a) : Vanne coupant l'écoulement diphasique
- (b) : Vanne coupant l'alimentation en air

c. Section de transit : il s'agit d'un dispositif cylindrique en téflon de diamètres $D_{ext}/D_{int} = 12/10mm$ fixé sur le support de la structure métallique et sur laquelle la colonne est montée (figure III.3). C'est une pièce qui sert de transit pour la phase liquide lors du remplissage de la colonne. Il dispose de trois entrées dont les deux premières sont conçues pour alimenter la colonne en phase liquide provenant du bac coulissant et la troisième, située à sa base sert à alimenter la colonne en air provenant du compresseur à travers un disperseur. Une sortie est conçue pour la vidange de la colonne et son nettoyage (voir la figure III.4). Sur la surface latérale de la section, une prise de pression est réalisée en vue de mesurer le gradient de pression.

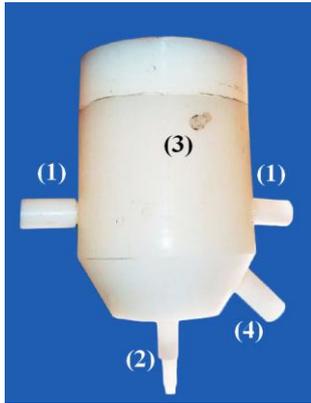


Figure III .3: Section de transit

(1) : alimentation en phase liquide ;(2) :
Alimentation en air ;(3) : prise de
pression ;(4) : Vidange

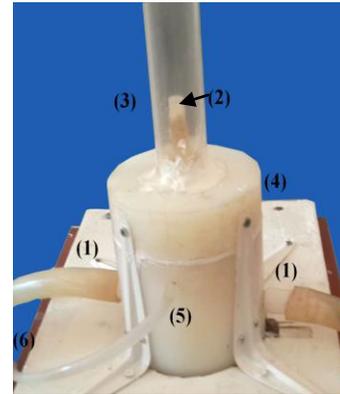


Figure III.4: Emplacement
de la section de transit

(1):Alimentation en phase liquide ;(2) :
Disperseur ;(3) : Colonne ;(4) : Section
de transit ;(5) : prise de pression.

d. Séparateur de phases: c'est un bac parallélépipédique ouvert et transparent, fabriqué en plexiglas, disposé à la sortie de la colonne où les deux phases se séparent avec l'évacuation de l'air vers l'extérieur. Le bac est suffisamment profond pour éviter l'entraînement du liquide vers l'extérieur. Il est doté d'un fond incliné pour faciliter le drainage du liquide à travers un tube (downcomer) qui l'achemine au bac conçu pour la mesure du débit de la phase liquide.



Figure III.5 : Séparateur de phases

e. Bac coulissant : Ce bac est fabriqué à partir du zinc et il a une forme parallélépipédique de dimension 30x15x15cm. Nous l'avons utilisé pour varier la hauteur de plongée durant les expériences. Le bac est fixé sur une tige métallique verticale sur la structure métallique parallèle à une règle graduée. La variation de la hauteur de plongée se fait par le glissement du bac à la position désirée (hauteur choisie). La colonne se remplit au même niveau de cette position par le principe de vases communicants. Il dispose d'une entrée pour son alimentation en phase liquide et deux sorties pour envoyer le fluide reçu à la section de transit. En vue de contrôler l'alimentation, le bac est muni d'un indicateur de niveau et d'une sortie relié au réservoir principal en cas de débordement ou d'excès du liquide (voir figure III.6).

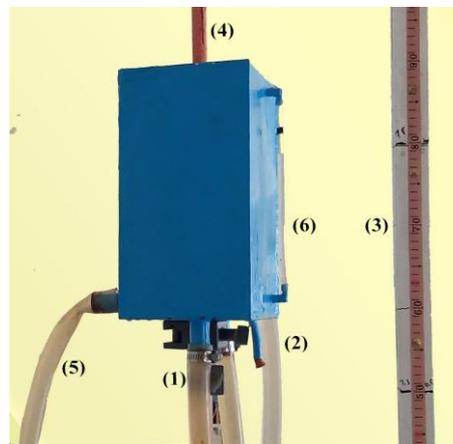


Figure III.6 : Bac coulissant

(1) : Alimentation de la colonne ; (2) : Alimentation du bac coulissant ; (3) : Règle graduée pour variation de la hauteur de plongée ; (4) : Tige servant comme support ; (5) : Évacuation de l'excès du liquide ; (6) : Indicateur de niveau.

f. Alimentation en phase liquide: elle est assurée par une pompe qui aspire le liquide à partir d'un réservoir (30x30x50cm). Le liquide est refoulé à travers des conduites transparentes jusqu'au bac coulissant et de là envoyé vers la section de transit. Le liquide circule en boucle externe, traversant le riser, le séparateur de phases et le downcomer pour finir dans le réservoir du départ de sorte à ce qu'elle forme un circuit fermé. Nous avons veillé à ce que la quantité débitée par la pompe soit toujours supérieure à celle débitée par le système. Lors de l'utilisation de la glycérine 50%, la CMC et l'huile Elio, il a été nécessaire de contrôler et de maintenir la température

constante avec un thermoplongeur. L'utilisation d'une pompe à eau pour les fluides visqueux se traduit par l'élévation de la température dans la solution en raison des frottements générés par l'effet de la viscosité.

g. Alimentation en air : elle est assurée par un compresseur à air de marque luowei, ayant une capacité de 100 litres et une pression maximale atteignant 8 bars. Le compresseur est muni d'un manomètre permettant de manipuler facilement la pression opératoire. La gamme de pression durant nos expériences a été variée de 1,2 à 2 bars. L'air sortant du compresseur est acheminé à travers un tuyau à gaz, traversant quatre débitmètres pour aboutir au disperseur. Nous avons veillé à ce que la conduite à air soit au-dessus du séparateur de phases afin d'éviter le retour d'eau au compresseur.

h. Disperseur : c'est un tube cylindrique en téflon de 10 mm de diamètre et 22cm de longueur, vissé au fond de la section de transit et directement relié au compresseur par un tuyau à gaz. L'extrémité du tube est fermée et sur sa surface latérale on a réalisé 54 trous de 1 mm de diamètre moyen. Dans le cadre de notre travail, nous avons opté pour une méthode d'injection radiale parce que c'est la méthode la plus fréquente dans les travaux expérimentaux de la littérature et selon Parker (1980) cette méthode n'influe pas sur la performance du système.

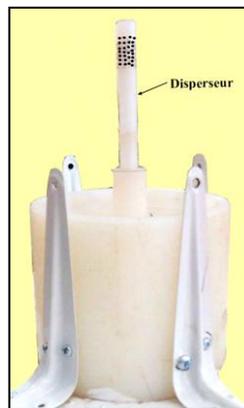


Figure III.7: Le disperseur

i. Débitmètres à air : afin de balayer une gamme suffisante du débit et pour contrôler et varier la vitesse d'air, quatre débitmètres à flotteurs, de type Krohne, sont installés en parallèle (voir la figure III.8). En fonction du besoin, le débit total qui alimente la colonne est obtenu en faisant la somme des valeurs affichées par chaque débitmètre.



Figure III.8 : Débitmètres à air placés en parallèle

j. Hauteur de plongée : c'est la fraction immergée de la colonne. Varier la hauteur de plongée revient à varier le niveau du liquide dans la colonne. La variation de ce paramètre est réalisée par la variation de la position du bac coulissant sur la tige verticale.(figure III.9).

Nous rappelons que la hauteur de plongée est donnée par le rapport suivant :

$$H_p = \frac{H}{L} \quad (\text{III.1})$$

Avec H, la hauteur qui correspond au niveau du remplissage et L, la longueur totale de la colonne.

Les gammes de hauteurs de plongées étudiées sont mentionnées dans le tableau ci-dessous :

Tableau (III.1) : Hauteurs de plongée étudiées selon la phase liquide

Phase liquide	Hauteur de plongée (H_p)
Eau	0.2 -0.93
CMC	0.2 -0,7
Glycérine	0.2 - 0.7
Huile Elio	0.2 -0, 7

Remarque : le nombre de hauteurs de plongée étudiées a été limité dans le cas des fluides visqueux utilisés (CMC 0,8% et 1%, Glycérine 50%, Elio). Ces derniers n'étaient pas disponibles en quantité suffisantes pour balayer une gamme plus élargie.

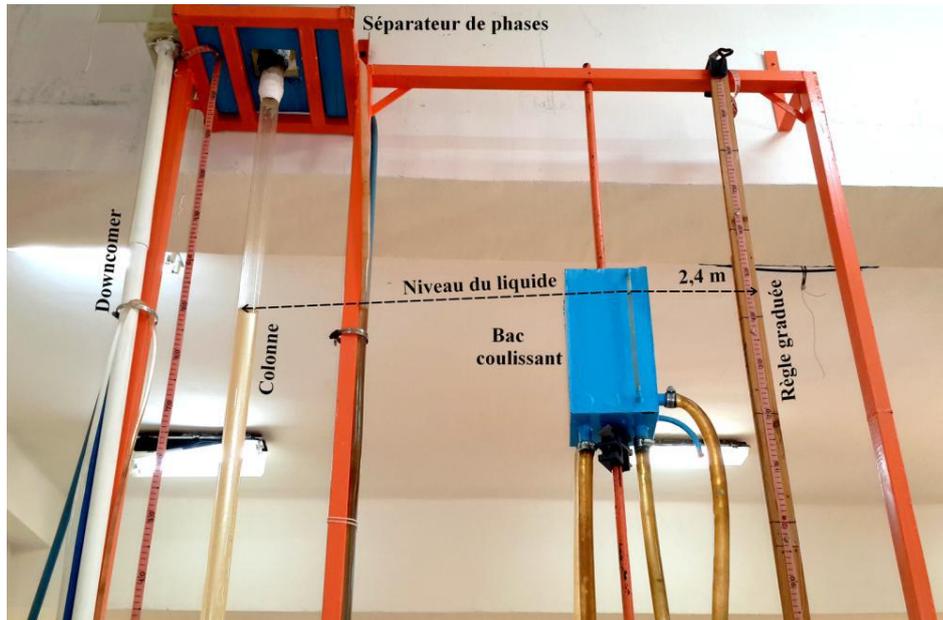


Figure III.9 : Exemple du choix de la hauteur de plongée

K. Mesure du gradient de pression et des fluctuations

Pour le calcul de ces deux paramètres nous avons utilisé un manomètre à eau en forme U indiqué par le chiffre (11) sur la figure(III.1). La première branche du manomètre est reliée à la prise de pression de la section de transit et la seconde branche ouverte à l'atmosphère. La mesure de gradient de pression a été réalisée dans la zone comprise entre la section de transit et la vanne (14). Cette mesure est exploitée pour estimer le taux de vide par la méthode manométrique.

III.2 Fonctionnement de l'installation

En premier lieu on fixe la hauteur de plongée. Après avoir allumé la pompe la phase liquide commence à circuler et la colonne se remplit par le principe de vase communicant jusqu'au niveau de la hauteur de plongée fixée. Jusqu'à cette étape la phase liquide reste stagnante dans la colonne et l'excès du liquide dans le bac coulissant est renvoyé à travers une conduite vers le réservoir principal. Donc, nous soulignons que la pompe n'a servi que pour le remplissage de la colonne. L'étape suivante c'est la mise en marche du compresseur. Une fois le compresseur chargé, on fixe la pression d'injection d'air et on ajuste le débit au niveau des quatre débitmètres à gaz. A partir d'un certain débit d'air, on obtient un écoulement diphasique qui se développe le long

de la colonne. Dépendamment de la hauteur de plongée, l'augmentation du débit d'air fait que l'écoulement diphasique atteint le séparateur de phases et que la phase liquide entraînée vers le haut peut être récupérée. C'est à ce niveau qu'on parle de la fonction du pompage avec la possibilité de mesurer le débit de pompage.

Lors du fonctionnement de l'installation, il faut s'assurer que la quantité du liquide débitée par la pompe est suffisamment supérieure à celle recueillie dans le bac(7), c'est-à-dire la quantité débitée par le système airlift. Pour éviter tout défaut d'alimentation (débordement ou débit insuffisant au niveau du bac coulissant) un by-pass (17) est placé à la sortie de la pompe permettant ainsi une meilleure alimentation en liquide.

Au cours de ce travail expérimental, nous avons varié la hauteur de plongée et utilisé différentes phases liquides. Pour chaque hauteur de plongée et pour chaque phase liquide, en plus de la caractérisation visuelle, nous avons mesuré les paramètres suivants:

- Le débit minimum d'air nécessaire pour amorcer le pompage ;
- Le débit de la phase liquide pompée ;
- Le taux de vide global ;
- Le gradient de pression et les fluctuations de pression le long de la colonne

III.3 Techniques de mesures

III.3.1 Mesure du débit minimum d'injection

Il s'agit de déterminer le débit d'air nécessaire pour amorcer le pompage ou l'arrivée des premières gouttes au bac (7). Ce paramètre est mesuré pour une gamme de hauteurs de plongée allant de 0.1 à 0.93.

III.3.2 Mesure du débit de la phase liquide

Le débit de la phase liquide est la quantité du liquide entraînée dans l'écoulement diphasique par unité de temps. Autrement dit, c'est le volume de la phase liquide recueilli en un temps donné. Pour mesurer ce débit on a utilisé un chronomètre afin de déterminer le temps nécessaire pour recueillir un volume compris entre deux graduations du bac de mesure (figure (III.1)) en fermant la vanne (16). Le bac conçu

pour la mesure de débit est fabriqué en plexiglas, transparent et d'une capacité de mesure suffisante même pour les grands débits d'air.

Lors de l'utilisation de l'eau comme phase liquide, le débit d'air a été varié de 0 jusqu'à 6000 l/h. S'agissant des autres phases liquides (glycérine 50%, CMC (0,8% et 1%) et huile) le débit a été varié de 0 à 4000. Nous soulignons que pour les fluides visqueux, nous avons évité de travailler à grands débits d'air (> 4000l/h) et cela en raison du débordement de la phase liquide au niveau du séparateurs ce qui éventuellement, peut causer des pertes.

III.3.3 Mesure du taux de vide

Pour la mesure du taux de vide on a utilisé deux méthodes différentes :

- La technique de vanne à fermeture rapide ;
- La technique d'expansion du volume.

On a choisi la technique de vanne à fermeture rapide en raison de sa disponibilité et de sa fiabilité rapportée dans la littérature (Ghajar et Bgawat, 2012, Kawanishi et al.,1990 ; Yijun et Rezkallah, 1993 (Gharjar et Baghawat, 2012). La mesure du taux de vide a concerné uniquement la partie inférieure de la colonne (en aval de la vanne). Les travaux de Tighzert et al (2013) et Tighzert (2016) ont montré que ce paramètre évolue de la même façon et en aval et en amont de la même vanne.

La technique de vanne à fermeture rapide, consiste à fermer les deux vannes (13) et (14) (figure III.1) simultanément. A l'instant qui suit la fermeture des deux vannes le volume retenu en amont la vanne est noté.

Le taux de vide avec la technique de vanne à fermeture rapide est calculé par la relation suivant :

$$\varepsilon = 1 - \frac{H_l}{H_m} \quad (\text{III.2})$$

H_l : Hauteur de la phase liquide (c'est la hauteur noté après la fermeture des deux vannes)

H_m : Hauteur mouillée (hauteur occupée par le mélange diphasique).

Dans le cas où le niveau du liquide ne dépasse pas le niveau de la vanne (14), notamment dans le cas des faibles hauteurs de plongée, l'utilisation de la technique de vanne à fermeture rapide s'avère impossible. Nous avons donc opté pour la technique d'expansion de volume. Cette technique consiste à noter préalablement le niveau du liquide dans la colonne avant le passage d'air (en absence de l'écoulement diphasique) et le niveau du liquide en expansion en présence de la phase gazeuse (hauteur mouillée). Le taux de vide alors est donné par le rapport suivant :

$$\varepsilon = 1 - \frac{H_l}{H_m} \quad (\text{III.3})$$

H_l : Hauteur de la phase liquide non aérée

H_m : Hauteur mouillée (hauteur occupée par le mélange diphasique).

III.4 Caractérisation visuelle

Lors des expériences nous avons procédé à l'observation de l'écoulement à l'œil nu et avec une caméra standard. Pour chaque hauteur et chaque débit nous avons pris des séquences vidéo et des photographies ont été enregistrées.

III.5 Caractérisation de la phase liquide

En plus de l'étude hydrodynamique du système airlift d'une manière générale, nous nous sommes fixés comme objectif l'examen de l'effet de la viscosité de la phase liquide sur son fonctionnement et sur les paramètres qui le caractérisent. Pour ce faire, en plus d'eau, nous avons choisi trois autres phases liquides visqueuses différentes, à savoir, la solution de la glycérine, la CMC et l'huile Elio. Notre choix est dicté par le critère de la disponibilité. En effet, chaque expérience nécessite au moins 20 litre du liquide pour une mise en circulation et un fonctionnement normal.

III.5.1 La Glycérine : sous forme pure, le glycérol ou glycérine sa formule chimique est : $\text{CH}_2\text{OH}-\text{CHOH}-\text{CH}_2\text{OH}$. C'est un liquide transparent, sans odeur, translucide et visqueux. Il est entièrement soluble dans l'eau et bien sur dans les alcools, faiblement soluble dans les autres solvants organiques tels que l'éther ou le dioxane et insoluble dans les hydrocarbures (Cordella, 2004). Il entre dans la fabrication de beaucoup de produits pharmaceutiques et cosmétiques. Du point de vue rhéologique, la glycérine est un liquide qui appartient à la famille des fluides newtoniens.

Comme phase liquide dans le cadre du présent travail expérimental, la glycérine est utilisée sous sa forme diluée. Nous avons préparé une solution de 20 litres avec une concentration de 50 % en volume. Nous avons regroupé quelques paramètres physiques dans le tableau (III.2)

III.5.2 La CMC : Le carboxymethylcellulose c'est une dérivée de la cellulose naturelle, formé après sa réaction avec l'alkali et l'acide chloroacétique. Le CMC purifié est une substance granulaire blanche grisâtre, présentée en poudre non-toxique, inodore, biodégradable. Contrairement à la cellulose, la CMC peut être dissout en eau chaude ou froide. La CMC est disponible à différents niveaux de viscosité et sous forme dissoute, elle appartient à la famille des fluides non-newtoniens ce qui la rend utile dans plusieurs applications comme sa possibilité d'obtenir une grande viscosité à de basses concentrations... (Kaouther Ben Azouz, 2012).

Comme phase liquide dans ce travail, nous avons préparé deux solutions de 20 litre chacune et de concentrations différentes, à savoir 0,8% et 1 % en masse (voir tableaux III.2). Les deux solution ont été mise sous agitation pendant plusieurs heurs.

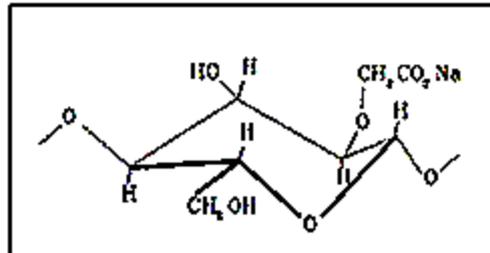


Figure III.10 : Structure chimique du la CMC. (Kaouther Ben Azouz, 2012).

III.5.3 Huile Elio

L'huile Elio, c'est l'huile de table fabriquée et commercialisée par l'entreprise Cevital. C'est une huile végétale faite à la base d'huile de soja elle est visqueuse et de couleur jaune (Chakri, 2014). La caractérisation rhéologique de cette 'huile a montré qu'elle suit le comportement newtonien. Dans ce présent travail, l'huile n'a subi aucun traitement, nous l'avons utilisée telle est qu'elle est commercialisée.

Nous avons procédé à la mesure de la viscosité et de la masse volumiques de ces phases au niveau du laboratoire. Pour la mesure de la viscosité nous avons utilisé le

viscosimètre rotatif (HAAK 500). Dans le tableau (III.2) nous avons regroupé quelques caractéristiques physiques de ces phases.

Tableau III.2 : caractéristiques physiques des phases liquides utilisées à T=21°C ($\pm 1^\circ\text{C}$)

Fluide	Eau	Glycérine 50 %	CMC0.8%	CMC 1%	Huile Elio
ρ (Kg/m ³)	1000	1138	993	996	915
n	1	1	0.75	0.73	1
K (Pa.s ⁿ)	0,001	0,011	0,065	0,104	0,0068
σ (N/m)	0 ,073	0,070	0,071	0,071	0,032
Type de fluide	N	N	N.N	N.N	N.

N : newtonien, NN : Non Newtonien.

Le 'n' et le 'k' sont des coefficients du modèle d'Ostwald, donné par :

$$\tau = k\dot{\gamma}^n \quad (\text{III.4})$$

Avec :

k : Paramètre de consistance (Pa.sⁿ) ;

n : Indice d'écoulement ;

$n = 1$: fluide newtonien ;

$n > 1$: Fluide non-newtonien épaississant ou distante ;

$n < 1$: Fluide non-newtonien ;

Remarque : Pour les fluides newtoniens, K est confondue avec la viscosité dynamique.

III.6 Contraintes expérimentales

- En raison du risque d'endommager l'installation et aussi en raison des problèmes de débordement, il n'a pas été possible d'atteindre le régime annulaire qui nécessite des débits d'air au-delà de 6000 l/h.
- Dans le cas des phases liquides visqueuses (glycérine 50%, CMC 0,8 et 1%, huile Elio) en vue de minimiser les pertes causées par le débordement au niveau du séparateur de phases, nous avons été contraint de limiter le débit d'air à 4000l.
- L'écoulement se caractérise par une certaine instabilité qui a rendu difficile la mesure du gradient de pression et les fluctuations de pression.
- Pour une caractérisation visuelle plus avancée et plus nette il n'a pas été possible de pousser l'analyse en raison de l'indisponibilité d'une caméra ultra-rapide. Nous avons observé l'écoulement à l'œil nu et nous avons utilisé une caméra standard (25 image/seconde) pour cette tâche.



Figure III. 11: Photographie de l'installation expérimentale réalisée

CHAPITRE IV

Résultats et discussions

IV.1 Caractérisation des régimes

Au cours des expériences réalisées nous avons constaté visuellement l'existence de trois régimes d'écoulement différents ainsi que deux transitions. Il s'agit du régime à bulles, du régime à poches et du régime à le turbulent baratté. Pour des raisons techniques, le régime annulaire censé apparaître après le turbulent baratté nous a été inaccessible. En effet ce régime nécessite de très fortes pressions (> 5 bars) et de telles pressions engendrent un débordement excessif au niveau du séparateurs de phases ce qui rend les conditions de travail difficiles.

IV.1.1 Le régime à bulles et la transition vers le régime à poches

Les expériences réalisées avec de l'eau montrent que le régime à bulles apparait pour de faibles débits d'air qui varie de 100 à 200 l/h, en fonction de la hauteur de plongée. A titre d'exemple, pour la hauteur $H_p=0,3$ et 0,9, le régime à bulles apparait respectivement à des débits d'air égaux à 100 et 200l/h. Nous avons constaté que pour les faibles hauteurs ce régime se caractérise pour la dispersion de bulles dans la phase liquide. Pour un faible d'air fixe, la dispersion de la phase gazeuse dans la phase liquide se fait avec homogénéité. Cependant, en raison de la nature du disperseur utilisé, la taille des bulles n'est pas uniforme : de petites bulles caractérisées par une forme sphérique et de grosses bulles en forme de demi-sphère sans pour autant avoir atteint la forme d'une poche circulent dans la phase liquide.

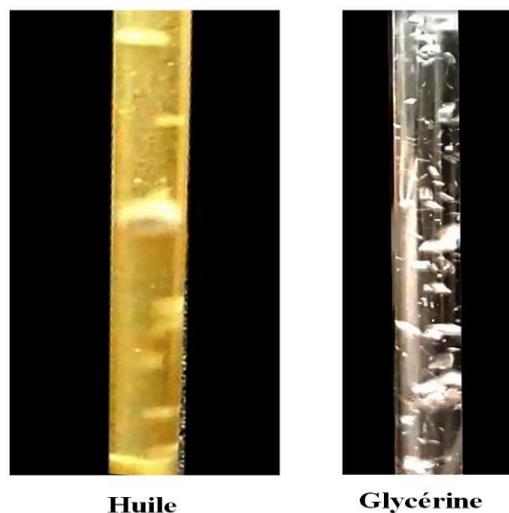


Figure IV.1 : Visualisation du régime à bulles

La visualisation nous a permis aussi de constater que ce régime à bulles change d'aspect et se développe le long de la colonne et aboutit à une transition vers le régime à poches, voire un régime à poches non établi dans la moitié supérieure de la colonne. Le long du trajet des bulles, la collision se produit ce qui fait que le phénomène de coalescence se produit aussi et les amas de bulles se transforment en petites poches à la sortie de la colonne.

L'augmentation légère du débit d'air fait que la collision, la coalescence des bulles se produisent à des distances relativement faibles, c'est-à-dire dans la moitié inférieure de la colonne, en des zones proches du disperseur.

La description donnée ci-dessus, concerne aussi les autres phases liquides visqueuses, à savoir, la glycérine (50%), la CMC (0,8 et 10%) et l'huile Elio. Cependant, nous avons remarqué que la collision se fait de moins en moins avec l'augmentation de la viscosité en raison de la fréquence de l'apparition des bulles notamment pour la CMC (1%) et l'huile Elio. Ceci a rendu difficile le phénomène de coalescence par conséquent le retardement de la transition vers le régime à poches.

Au cours des expériences nous avons constaté que les phases liquides visqueuses sont aérées d'une façon permanente par des bulles extrêmement fines dont l'aspect est loin du régime à bulles décrit précédemment. Ceci n'a pas été le cas avec la phase liquide eau.

IV.1.2 Régime à poches

Quand on atteint le régime à poches, la colonne devient siège d'un écoulement diphasique caractérisé par la succession périodique de grosses bulles d'air séparées des bouchons liquides aérés. La formation de ces poches résulte de la collision et de la coalescence des petites bulles suite à l'augmentation du débit d'air. Les poches d'air ont une forme de calotte sphérique en aval et une forme aplatie avec des contours irréguliers en amont (voir la figure IV.2). En amont de la poche, des zones de recirculation (sillage) se créent et deviennent clairement visibles notamment avec les phases liquides visqueuses. Cette zone de sillage est aussi siège de petites bulles dispersées.

Les poches à leur naissance sont d'une longueur d'environ 5cm. Cette longueur augmente avec l'augmentation du débit d'air ainsi que le long de leur trajet.

Dans la partie supérieure de la colonne elles atteignent leur longueur maximale qui varie de 30 à 40 cm. Le diamètre des poches au début augmente avec le débit d'air mais rapidement il atteint des valeurs maximales qui avoisinent celui de la colonne. Entre la paroi de la colonne et la l'interface de la poche, nous avons remarqué la circulation du liquide vers le bas.

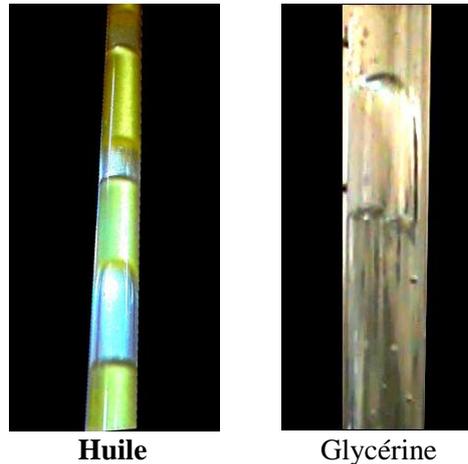


Figure IV.2 : Visualisation du régime à poches

Nous avons remarqué aussi que la forme géométrique de ces poches est beaucoup plus nette avec les phases liquides visqueuses. La netteté des contours est bien notée dans le cas de l'huile Elio. Dans le cas de la CMC, la longueur des poche varie de 10cm à 20cm pour l'eau elle peut atteindre 40cm. Les bouchons liquides sont aérés par la présence de bulles dispersées. Cependant, l'aération des bouchons liquides est plus importante dans la partie supérieure de la colonne. Ils se caractérisent par un aspect fortement écumeux notamment dans le cas des phases liquides visqueuses (glycérine 50%, CMC 0,8 et 1%, huile).

Le régime à poches ne s'établit pas directement à la sortie du disperseur. Il a été constaté qu'il est toujours précédé par une zone de turbulence. Cette zone de turbulence s'étale sur 30 à 60cm, dépendamment du débit air. Ceci confirme ce qui a été rapporté dans la littérature (Taitel et al,1980 ; Dukler et Taitel,1986) qui soutiennent que le régime à poches est toujours précédé par un régime turbulent baratté comme un effet d'entrée. A la sortie de cette zone d'effet d'entrée, le régime à poches s'établit mais continue de changer d'aspect le long de la colonne.

IV.1.3 Transition vers le turbulent baratté et le régime turbulent baratté

Le régime turbulent baratté apparaît après le régime à poches quand on augmente le débit d'air. C'est un régime difficile à décrire. Visuellement il nous a été difficile de décerner la transition vers ce régime et le régime lui-même. Pour certains débits d'air, nous avons remarqué que les poches commencent à se déstabiliser et à se déformer avec un retour brusque du liquide vers le bas. Nous pensons qu'à ce niveau, il s'agit de la transition vers le turbulent baratté. L'augmentation du débit d'air fait que les poches d'air se détruisent totalement et l'écoulement devient irrégulier, instable, désordonné, caractérisé par des oscillations non périodiques. Cet aspect d'écoulement occupe la totalité de la colonne.

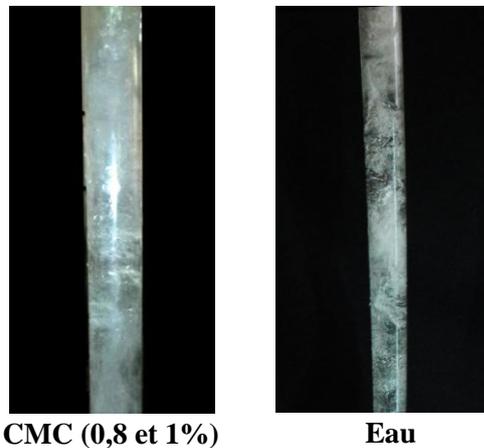


Figure IV.3 : Visualisation du régime turbulent baratté

IV.1.4 Instabilité de l'écoulement

Au cours des expériences, comme c'est prévu d'après la littérature, l'écoulement diphasique est caractérisé par une certaine instabilité. A l'aide d'un manomètre nous avons tenté d'évaluer le degré d'instabilité en quantifiant les fluctuations de pression le long de la colonne. Pour l'ensemble des phases liquide étudiées, sur la figure (IV.4) nous avons porté pour la même hauteur de plongée les fluctuations enregistrées en fonction du débit d'air. La représentation montre que l'amplitude de ces fluctuations augmente avec l'augmentation du débit d'air. A l'établissement du régime turbulent baratté, après avoir atteint le maximum, l'amplitude a tendance à se stabiliser. En termes d'ordre de grandeur, l'amplitude la plus importante est notée avec la phase liquide eau qui est d'environ 200 mmH₂O. Cette valeur est d'environ 100 mmH₂O dans

le cas de la glycérine (50%) et la CMC (0,8%). La valeur est encore moins importante avec CMC (1%) (75 mmHg). Ceci concorde nettement avec les observations visuelles. On constate clairement que l'amplitude des fluctuations est d'autant plus faible que la viscosité diminue ce qui concorde avec les travaux de Da Hlaing et al.(2007). Nous soulignons que pour la phase liquide huile Elio, pour des raisons techniques nous n'avons pas pu évaluer les fluctuations.

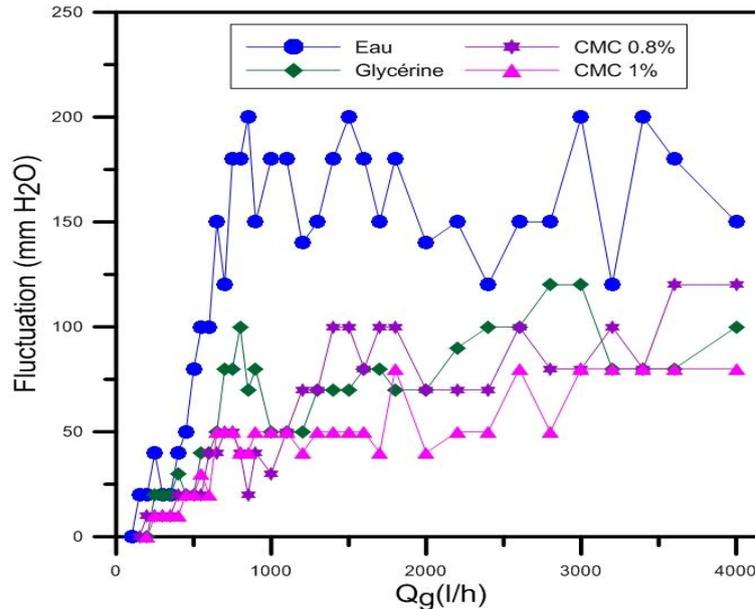


Figure IV.4: Evolution des fluctuations en fonction du débit d'air ($H_p=0,7$)

IV.1.5 Débit minimum d'injection

Le débit minimum d'injection correspond au débit d'air nécessaire pour amorcer le pompage. Sur la figure (IV.5), on a représenté l'évolution de ce débit minimum d'injection en fonction de la hauteur de plongée pour l'eau variée sur une gamme allant de 0,1 jusqu'à 0,93. La figure montre que le débit minimum d'injection diminue avec l'augmentation de la hauteur de plongée. Cette diminution est presque exponentielle pour les hauteurs inférieures à 0,4. Pour cette gamme, l'amorçage du pompage est associé au régime turbulent baratté. Au-delà de $H_p = 0,4$ la diminution est presque linéaire et l'amorçage a été visuellement associé au régime à bulles et au régime à poches voire la transition vers le turbulent baratté. A titre illustratif, le débit minimum d'injection pour la plus faible hauteur de plongée ($H_p = 0,2$) est de 5200l/h avec un régime turbulent baratté. Ce débit est de 150l/h pour la plus grande hauteur de plongée atteinte, à savoir ($H_p = 0,9$) avec un régime à bulles.

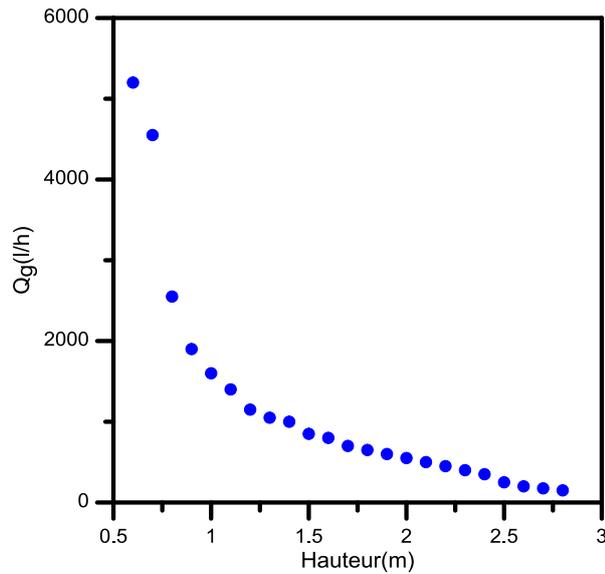


Figure IV.5: Evolution du débit minimum d'injection en fonction de la hauteur de plongée pour l'eau

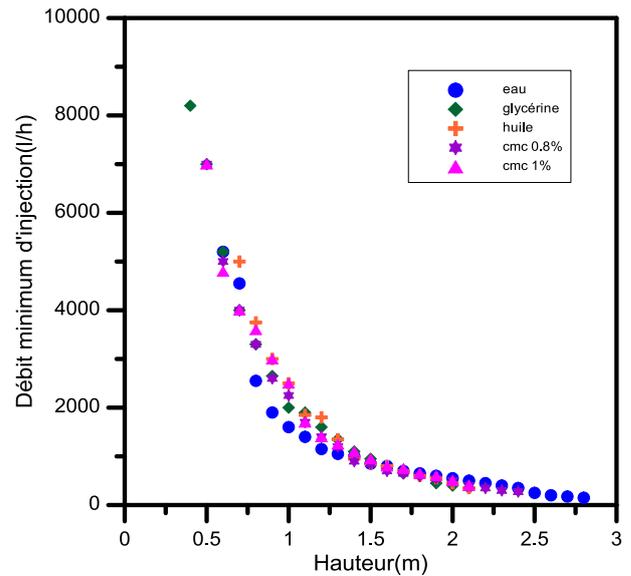


Figure IV.6 : Evolution du débit minimum d'injection en fonction du débit d'air pour les cinq phases liquides

Les expériences réalisées avec les phases liquides visqueuses (Eau, Glycérine (50%), CMC (0,8 et 1%), Huile Elio) ont donné des résultats similaires. Ces résultats sont représentés sur la figure (IV.6). D'après cette figure, nous n'avons noté aucune différence ni du point de vue qualitatif ni encore quantitatif. Nous pensons donc, que la viscosité ne produit aucun effet sur ce paramètre. Ce résultat concorde fort bien avec les constatations faites sur la figure (IV.14), donnant le débit des phases liquides en fonction de celui de l'air, où l'effet de la viscosité a été insignifiant pour les faibles débits d'air durant la première phase de pompage. De ce fait, on peut dire que la viscosité n'a pas une influence sur le débit minimum d'injection.

IV.1.6 La masse volumique du mélange diphasique

La masse volumique est calculée à partir de l'équation citée dans le chapitre I ($\rho_m = \varepsilon \cdot \rho_g + (1 - \varepsilon) \rho_l$). C'est la même équation qu'on a utilisée pour le calcul de la masse volumique des cinq phases liquides étudiées (eau, glycérine (50%), CMC (0,8 et 1%), huile Elio). La représentation graphique de l'évolution de la masse volumique en fonction de débit d'air pour l'eau est donnée sur la figure (IV.7).

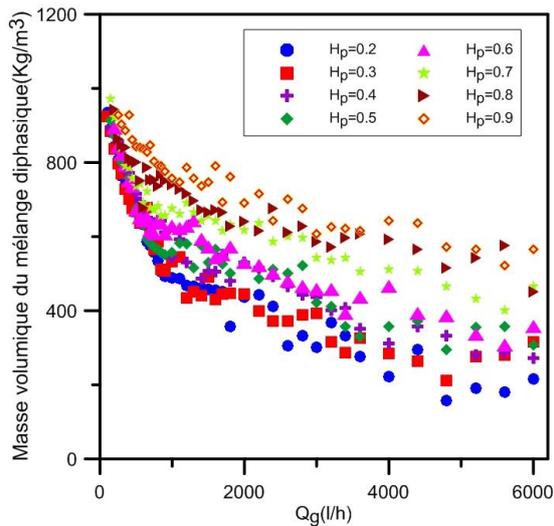


Figure IV.7: Evolution de la masse volumique du mélange diphasique air-eau en fonction du débit d'air pour diverses hauteurs de plongée

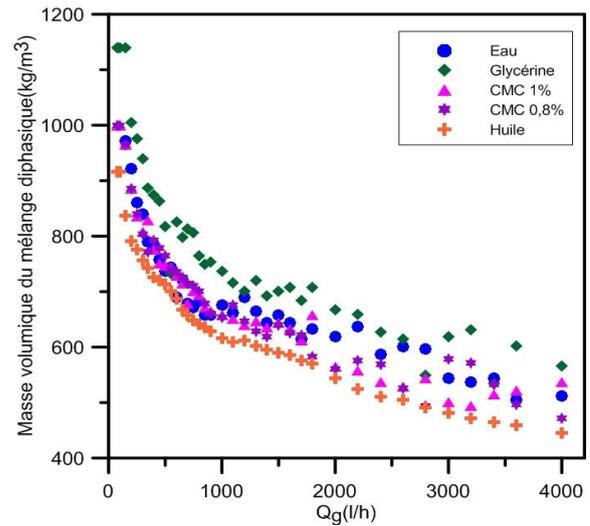


Figure IV.8: Evolution de la masse volumique en fonction du débit d'aire pour les cinq phases liquide, ($H_p=0,7$).

On remarque que l'allure des courbes est similaire pour toute les hauteurs de plongée étudiée. La masse volumique du mélange diphasique diminue avec la diminution de la hauteur de plongée et l'augmentation du débit d'air. A titre illustratif, la masse volumique du mélange diphasique a varié de 1000 kg/m^3 jusqu' à $561,811 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ pour $H_p=0,9$ à $215,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ pour $H_p=0,2$.

Sur la figure (IV.8) on a représenté l'évolution de la masse volumique des cinq phases liquides étudiées (eau, glycérine 50%, CMC 0,8% et 1%, huile) en fonction du débit d'air pour une hauteur de plongée fixe égale à 0,7. On a remarque que l'allure est la même pour les cinq phases liquides : c'est-à-dire les courbes traduisent une diminution de la masse volumique avec l'augmentation du débit d'air avec la même allure. Par conséquent, d'après ces résultats, on peut dire que la masse volumique du mélange diphasique est probablement influencée par la viscosité de la phase liquide.

IV.1.7 débit volumique de la phase liquide

La figure (IV.9) montre l'évolution du débit de la phase liquide eau en fonction du débit d'air pour une hauteur de plongée variée de 0,2 jusqu'à 0,9 avec un pas de 0,1. La figure montre que pour une même hauteur de plongée, le débit de la phase liquide eau augmente avec l'augmentation de débit d'air. L'augmentation est assez sensible

pour une certaine gamme débit d'air qui, visuellement nous l'avons associée au régime à bulles, le régime à poches et la transition vers le turbulent baratté. Au-delà de cette phase d'augmentation sensible, le débit tente à se stabiliser. Cette phase a été associée visuellement au régime turbulent baratté.

La variation de la hauteur de plongé révèle que cette dernière influe positivement sur le débit de la phase liquide. Plus la hauteur augmente plus le débit augmente. Ainsi pour un même débit d'air de 500 l/h par exemple, les débits dans le cas de l'eau, pour la hauteur de plongée 0,5 et 0,7 sont respectivement 1048 (l/h) et 1495 (l/h)

Les résultats obtenus avec la glycérine (50%), la CMC (0,8%), la CMC (1%) et l'huile Elio représentés sur les figures (IV.10-13) se traduisent par le même aspect d'évolution du point de vue qualitatif. Il est à noter que pour des raisons techniques dans le cas de ces phases liquides visqueuses, le débit d'air a été limité à 4000 l/h. Par conséquent, la phase de la stabilité du débit n'est pas atteinte. Il aurait apparu dans la gamme allant de 4000 à 6000 l/h.

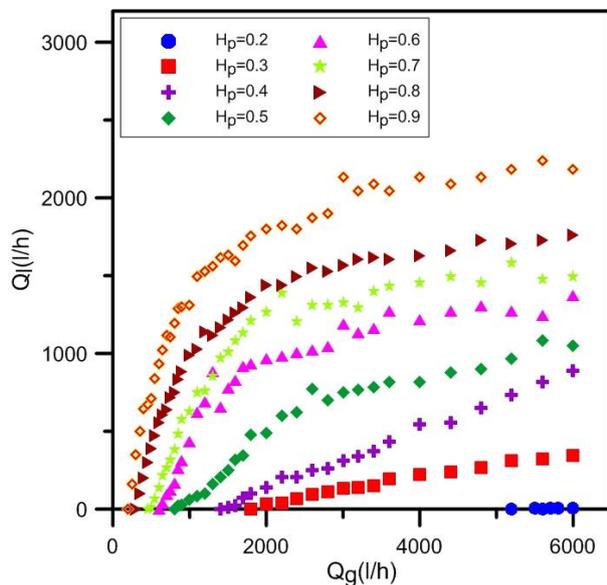


Figure IV. 9: Evolution du débit d'eau en fonction du débit d'air

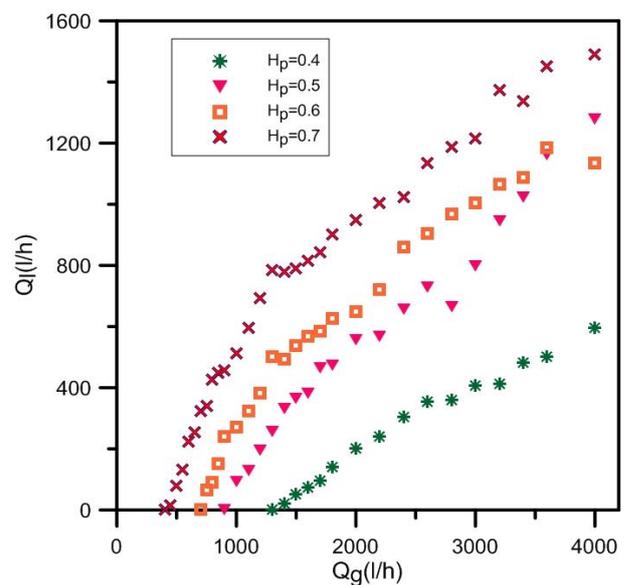


Figure IV. 10: Evolution du débit de glycérine en fonction du débit d'air

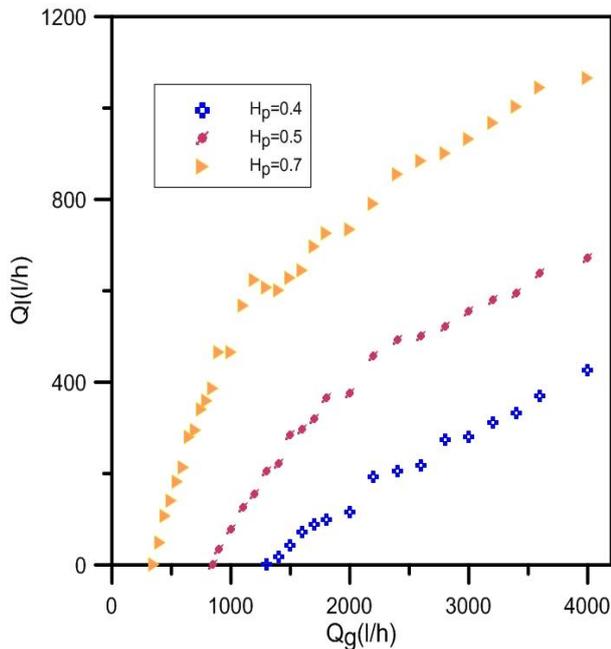


Figure IV.11: Evolution du débit de la CMC (1%) en fonction du débit d'air

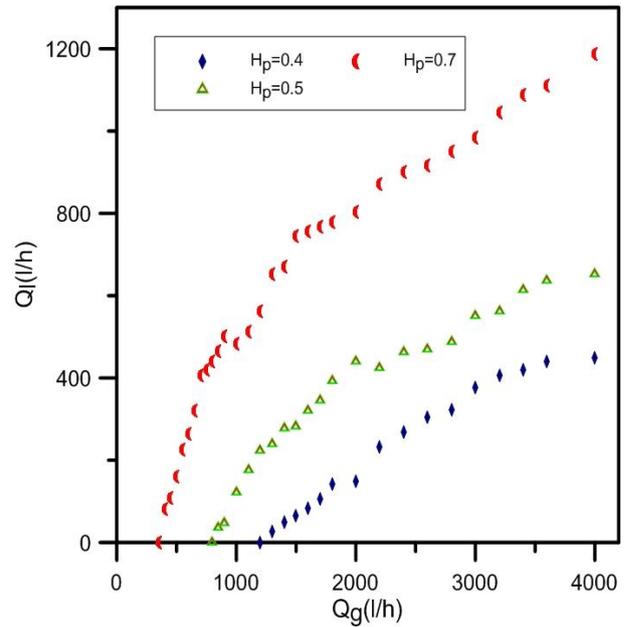


Figure IV.12 : Evolution du débit de la CMC (0,8%) en fonction du débit d'air

En termes d'ordre de grandeur, en vue de comparer l'évolution des débits des différentes phases, sur la figure (V.14) pour une hauteur de plongée égale à 0,7, nous avons représenté ce paramètre en fonction du débit air pour toutes les phases liquides étudiées. La figure montre bien que la gamme du débit d'air allant jusqu'à 800 l/h l'effet de la viscosité est presque inexistant. Au-delà ce débit l'effet de la viscosité est bien visible : la viscosité produit un effet négatif sur le débit de pompage. Le débit le plus important est obtenu avec l'eau, phase dont la viscosité dynamique est de l'ordre de (1 mPas). Le débit le plus faible correspond à celui obtenu avec l'huile Elio, qui est la phase la plus visqueuse et dont la viscosité est de 66 mPas. La glycérine (50%) et les deux solutions de la CMC (0,8 et 1%) se situent dans la zone intermédiaire. Avec la glycérine du côté eau et la CMC (1%) du côté huile.

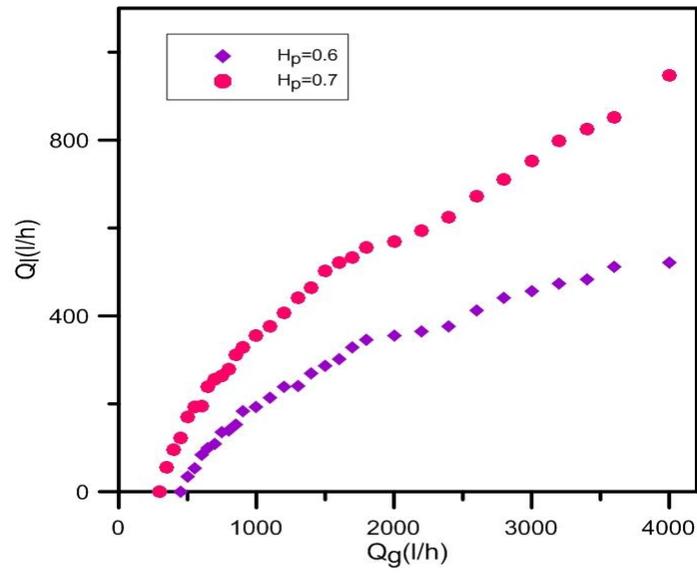


Figure IV.13: Evolution du débit de l'huile en fonction du débit d'air

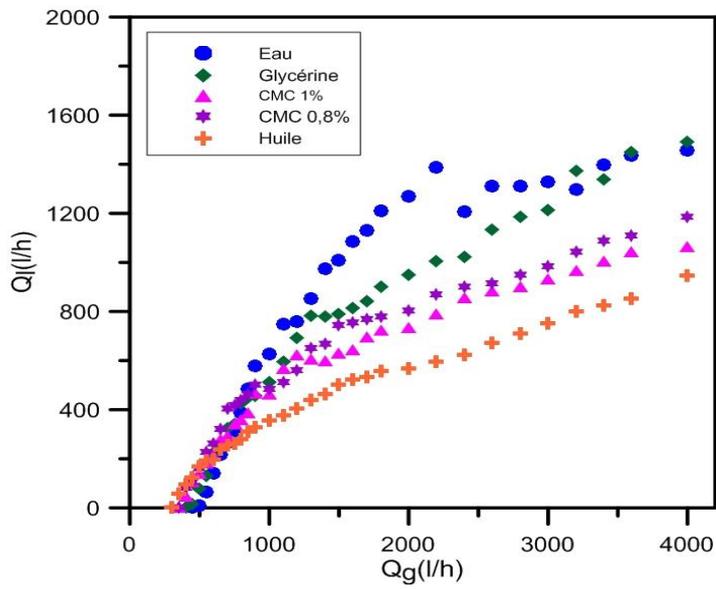


Figure IV.14: Comparaison du débit des différentes phases liquides pour la hauteur de plongée ($H_p=0,7$)

IV.2 Projection sur quelques cartes d'écoulement

a. Carte Hewitt et Robert (1969)

La confrontation de nos résultats expérimentaux pour la phase liquide eau avec la carte de Hewitt et Robert (1969) est représentée sur la figure (IV.15). La figure montre que pour toutes les hauteurs de plongées seulement le régime à poches est prédit partiellement. La première phase de l'écoulement sort du cadre de la carte. La zone assignée au régime à bulles sur la carte ne peut correspondre au cas d'un système airlift. Des résultats similaires ont été obtenus avec les autres phases liquides (voir annexe A)

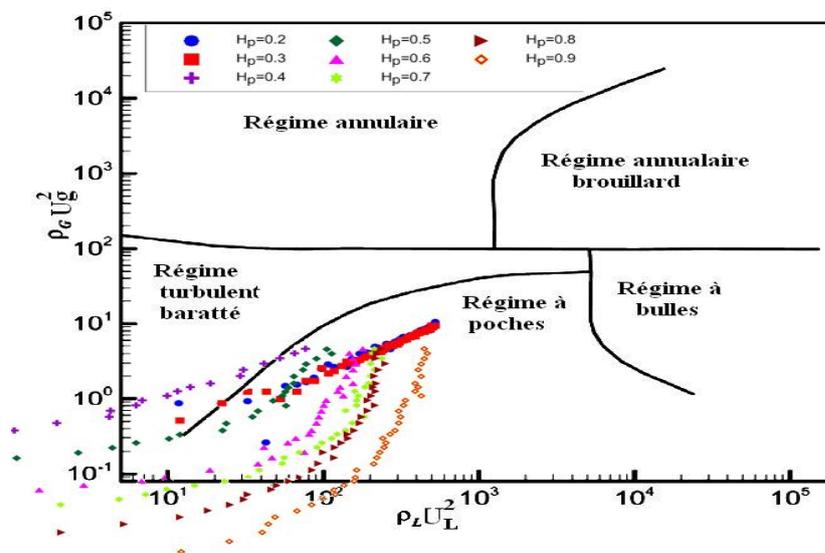


Figure IV.15: Projection des résultats expérimentaux sur la carte de Hewitt et Robert(1969) pour la phase liquide eau.

b. Carte de Mishima et Ishii (1984)

Bien que sur la carte le régime à bulles est située sur la zone qui correspond au système airlift, la projection de nos résultats expérimentaux pour la phase liquide glycérine (50%) sur la figure (IV.16) montre que pour toutes les hauteurs de plongée, la carte confond à tort nos régimes expérimentaux dans la zone du régime à poches ce qui ne correspond pas à la réalité visuelle. Des résultats similaires ont été obtenus pour le reste des phases liquides (voir annexe A).

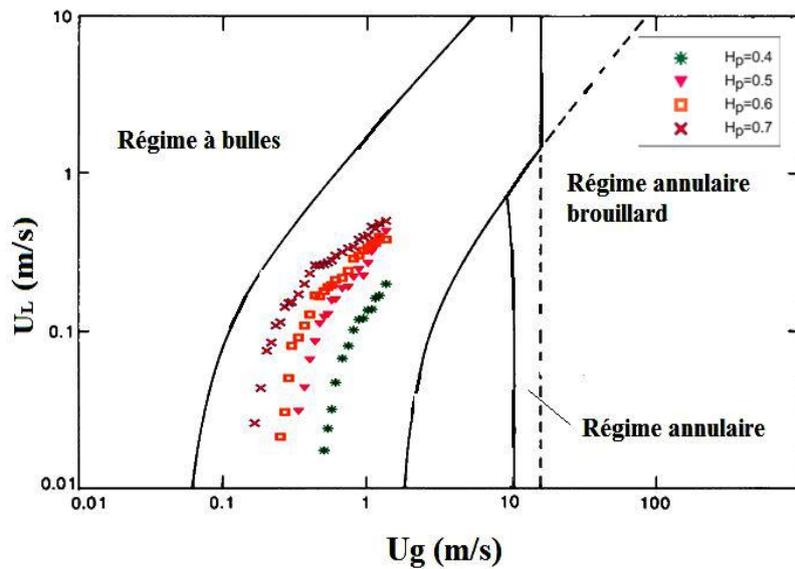


Figure IV.16: Projection de nos résultats expérimentaux pour la phase liquide glycérier (50%) sur la carte de Mishima et Ishii (1984)

c. Carte de Brauner et Barnea (1986)

La figure (IV.17) montre que pour l'ensemble des phases liquides étudiées, la carte confine l'ensemble des régimes expérimentaux dans la zone du régime à poches de la carte. De même, comme les cartes précédentes, le régime à bulles et le turbulent baratté sont loin de toute prédiction.

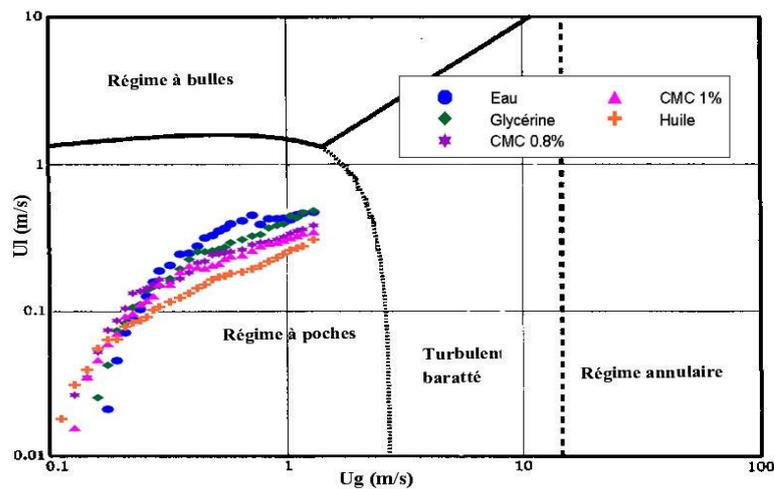


Figure IV.17 : Confrontation avec la carte d'écoulement de Brauner et Barnea (1986) ($H_p=0.7$)

d. Carte de Hanafizadeh et al.(2011b)

De même pour l'ensemble de toutes les phases liquides étudiées (eau, glycérine 50%, CMC (0,8 et 1%), huile Elio) la projection des résultats expérimentaux sur cette carte de Hanafizadeh (2001a) établie par les auteurs pour les tube de petits diamètre montre la moitié des régimes expérimentaux sort du cadre de la par contre, le restant des régimes est confondu avec la zone du régime à bulles. Dans le cas de cette carte, contrairement aux cartes su-citées, le régime à poches et le turbulent baratté sont loin d'être prédits (figure IV.18).

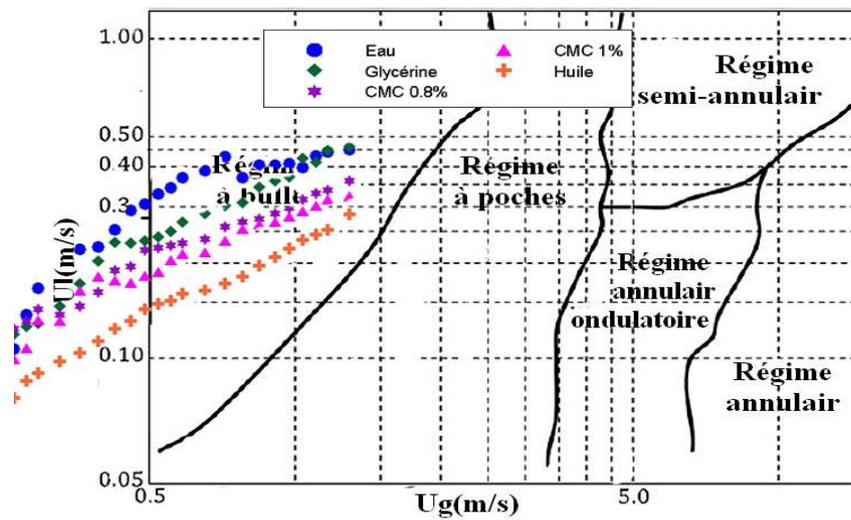


Figure IV.18 : Confrontation avec la carte d'écoulement de Hanafizadeh (2011b) ($H_p=0.7$)

IV.3 Rendement (η) (%)

Nous rappelons que le rendement du système airlift utilisé est calculé par la formule de Nicklin (1963) qui le définit comme étant le rapport du travail mécanique nécessaire pour soulever la quantité $\rho_l Q_l$ à une hauteur égale à $(L - H)$ au travail mécanique développé par le compresseur suivant une détente isotherme allant de la pression d'injection à la pression atmosphérique :

$$\eta = \frac{\rho_l g Q_l (L-H)}{P_a Q_g \ln \left(\frac{P_{inj}}{P_a} \right)} \quad (IV.1)$$

Où

Q_L : Débit de la phase liquide en (m^3/s)

Q_g : Débit d'air injecté à la base de la colonne en (m^3/s)

P_{inj} : Pression de l'air à l'injection en (Pa)

ρ_l : Masse volumique de la de la phase liquide en ($\frac{kg}{m^3}$)

P_a : Pression atmosphérique (Pa);

H : Portion de la colonne immergée en (m);

L : Longueur de la colonne en (m).

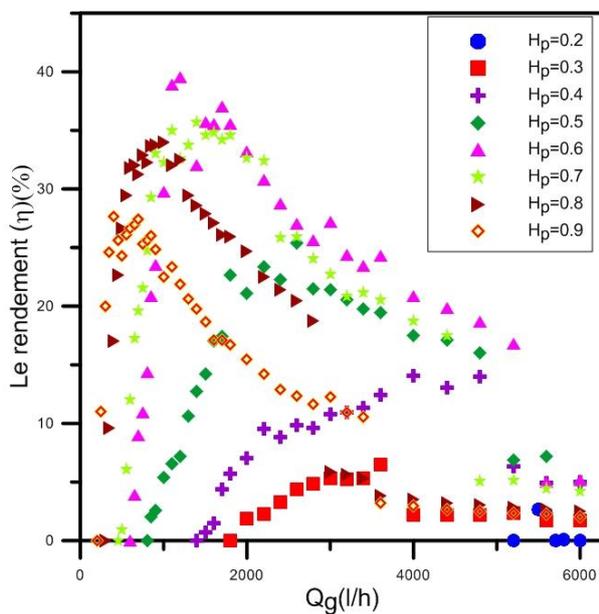


Figure IV.19: Evolution du rendement en fonction du débit d'air pour l'eau

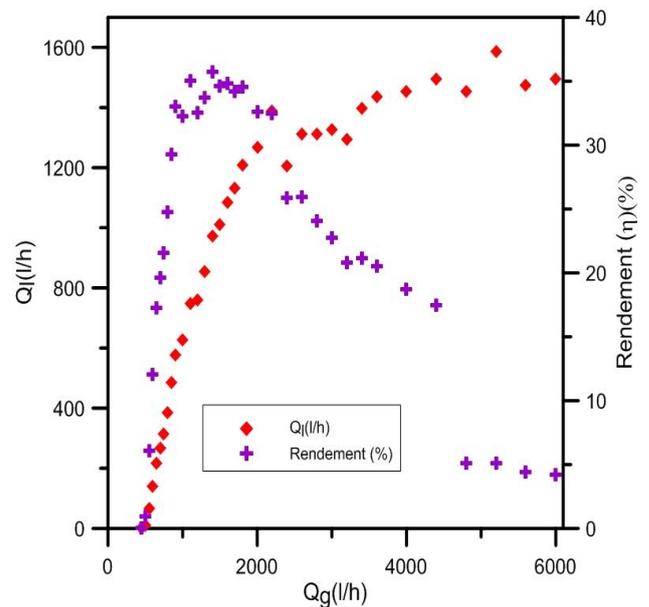


Figure IV.20 : Représentation simultanée du rendement et du débit de la phase liquide pour $H_p=0,7$

Sur la figure (IV.19) on a représenté l'évolution du rendement en fonction du débit d'air pour des différentes hauteurs de plongée allant de 0,2 jusqu'à 0,9 avec un pas de 0.1. La figure montre le rendement évolue en trois étapes différentes. En premier lieu, avec l'augmentation du débit d'air, le rendement augmente d'une façon très significative jusqu'à atteindre un maximum. La plus grande valeur atteinte est de 39 % pour la hauteur de plongé 0,6. Cette phase a été associée visuellement au régime à bulles et au régime à poches notamment dans le cas des hauteurs de plongée supérieures à 0,5. En second lieu, lorsque le maximum est atteint le rendement s'étale sur un certain

nombre de points : c'est la zone optimale du fonctionnement du système. Visuellement cette phase a été associée au régime à poches ou la transition vers le turbulent baratté. La zone du maximum, comme le montre la figure (IV.20) ne correspond pas au maximum du débit de la phase liquide pompée. En dernier lieu, le rendement diminue sensiblement malgré l'augmentation du débit d'air. Des résultats similaires sont obtenus par divers auteurs tels que kasseb et al.(2001, 2009) ; khalil et al.,(1999) ; Awari et al.(2007).

Concernant l'effet de la hauteur de plongée, la figure montre que ce paramètre influe positivement jusqu'à une hauteur égale à 0,6. Au-delà de cette valeur, l'effet de la hauteur de plongée s'inverse. La représentation des maximums des rendements en fonction de la hauteur de plongée sur la figure (IV.21) illustre bien ce phénomène. En effet, pour de très grandes hauteurs de plongée ($H_p \geq 0,7$) le rendement diminue.

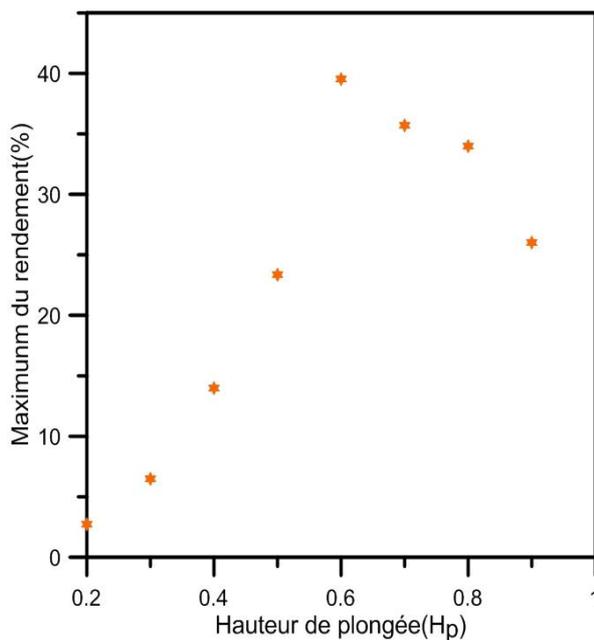


Figure IV.21 : Evolution des maximums du rendement en fonction de la hauteur de plongée

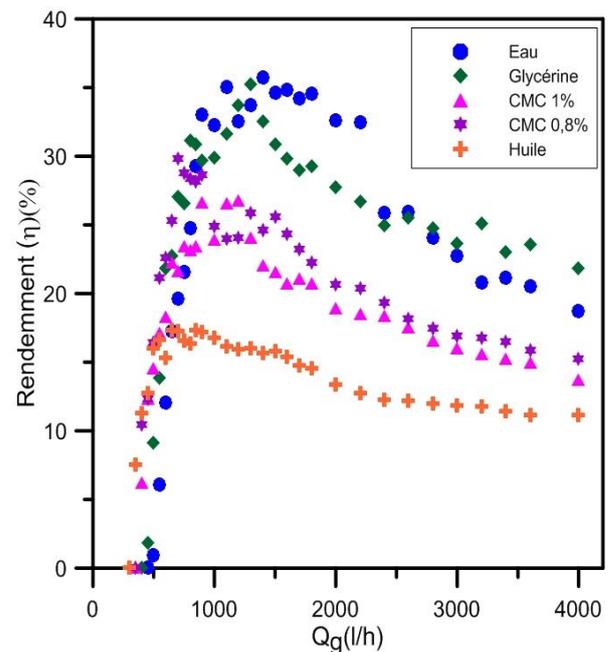


Figure IV.22 : Evolution du rendement pour les cinq phases liquide en fonction du débit d'air ($H_p=0,7$)

En terme d'allure, ces résultats obtenus avec la phase liquide eau se sont reproduits parfaitement avec les autres phases liquides étudiées (glycérine 50%, CMC (0,8 et 1%), huile Elio) comme le montre la figure (IV.22). Sur cette figure, pour une hauteur de plongée fixe ($H_p = 0,7$), nous avons représenté le rendement pour les cinq phases liquides étudiées. En termes de valeur, le rendement obtenu avec l'eau est le plus

important avec un pic de 35,72 %. Les valeurs qui suivent, à savoir 35,24 ; 29,84 ; 26,75 ; 17,29, correspondent respectivement à la glycérine (50%), la CMC (0,8%), la CMC (1%) et l'huile Elio. Ceci, montre visiblement l'effet de la viscosité sur l'évolution du rendement. Plus la viscosité augmente plus le rendement diminue tel que le montre le tableau (IV.1) :

Tableau IV.1 : Valeur du rendement maximal en fonction de la viscosité pour $H_p=0,7$

Phase liquide	Eau	Glycérine (50%)	CMC(0,8%)	CMC (1%)	Huile Elio
η_{max} (%)	35,72	35,24	29,84	26,75	17,29

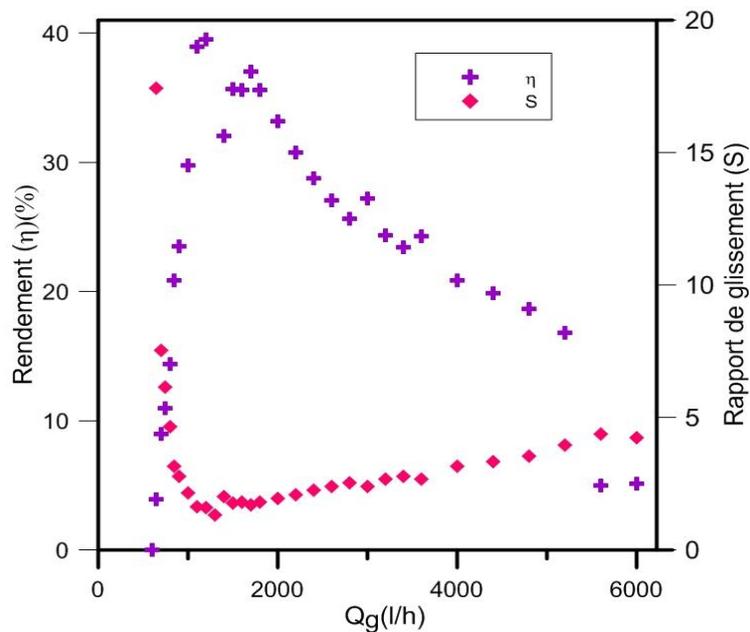


Figure IV.23 : Rendement et rapport de glissement en fonction du débit d'air ($H_p=0.6$)

Sur la figure (IV.23), on a représenté l'évolution du rendement et du rapport de glissement en fonction du débit d'air pour la hauteur de plongé 0.6. Sur la présente figure nous constatons que le maximum du rendement correspond parfaitement au minimum du rapport de glissement donné par le rapport des vitesses superficielles des deux phases. Nous avons obtenu des résultats similaires avec toutes hauteurs de plongées ainsi que les différentes phases liquides étudiées. Nous pensons que le rapport

de glissement peut être un paramètre important pour l'optimisation du fonctionnement d'un système de pompage airlift.

IV.4 Efficacité (E)

L'efficacité d'un système de pompage airlift est définie par le rapport des débits massiques des deux phases. Elle est calculée par l'expression donnée par $E = \frac{Q_l}{Q_g}$. Sur la figure IV.24, nous avons représenté l'évolution de ce paramètre en fonction du débit de la phase gazeuse pour la gamme des hauteurs de plongée étudiées. D'après cette figure on constate que l'efficacité augmente avec le débit massique jusqu'à atteindre un maximum qui s'apparente à un pic qui s'étale sur quelques valeurs. Une fois le maximum atteint, l'efficacité diminue sensiblement avec la diminution du débit d'air. La variation de la hauteur de plongée produit un effet positif sur l'évolution de l'efficacité. A titre d'exemple, l'efficacité maximale obtenue avec la hauteur de plongée $H_p = 0,8$ est de l'ordre de 800. Cette valeur de 1300 pour $H_p = 0,8$.

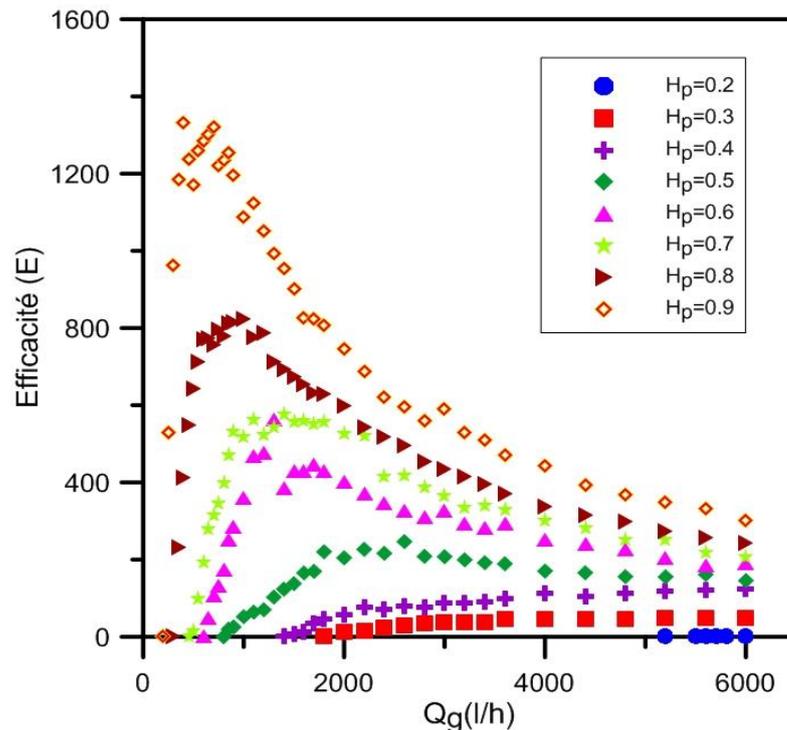


Figure IV.24 : Evolution de l'efficacité en fonction du débit d'air pour l'eau

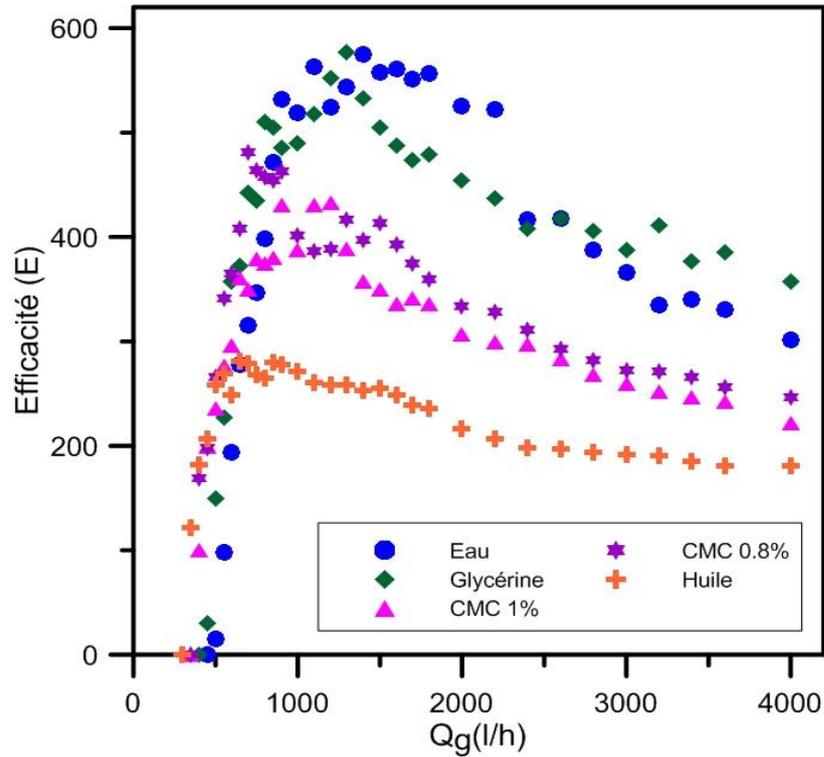


Figure IV.25: Evolution de l'efficacité en fonction du débit d'air pour les cinq phases liquides ($H_p=0.7$)

Concernant les phases liquides visqueuses (glycérine 50%, CMC, huile Elio) l'évolution de l'efficacité en fonction du débit d'air est représentée sur la même figure apparaissent que celle de l'eau pour une hauteur de plongée 0,7. La figure (IV.25) montre que pour l'ensemble des phases l'allure est similaire. La différence notée au niveau des pics. En effet ces derniers sont atteints d'autant plus tôt que la phase liquide visqueuse augmente. A titre illustratif, pour l'huile Elio, la zone du pic est atteinte à un débit d'air égal à 500 l/h. Par contre, concernant la phase liquide eau, la zone du pic correspond à un débit d'air de 1500 l/h. L'efficacité est visiblement influencée par la viscosité de la phase liquide.

La confrontation du rendement avec l'efficacité dans le même repère (figure IV.26) fait état d'une concordance significative. Les figures montrent que le maximum du rendement correspond au pic de l'efficacité.

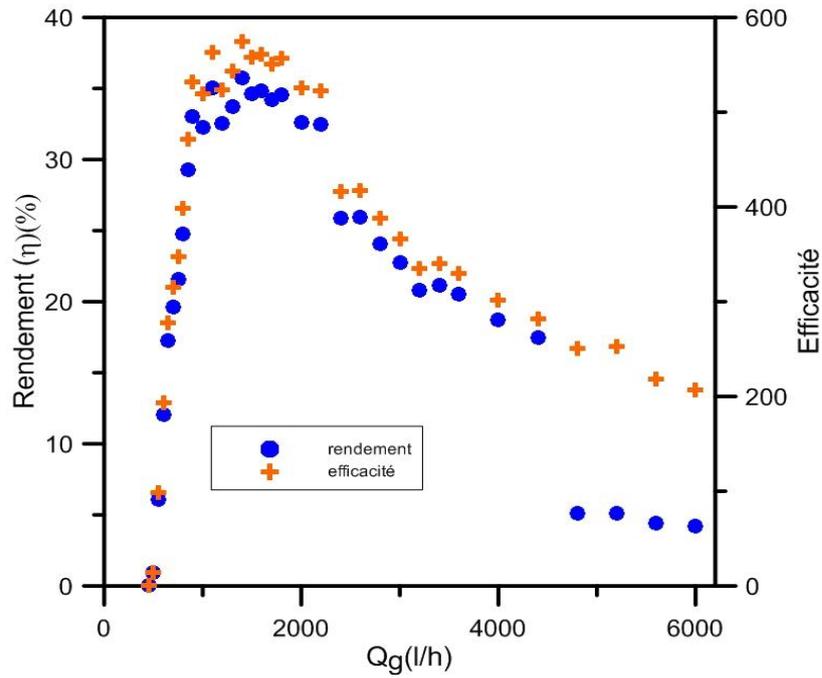


Figure IV.26: Confrontation du rendement avec l'efficacité pour Hp=0,7

IV.5 Estimation du gradient de pression par la formule de Nicklin (1963)

Pour l'estimation du gradient de pression du au poids du fluide nous avons a utilisé la formule donnée par Nicklin (1963) qui est donnée par :

$$\frac{dP}{dz} = (1 - \epsilon)\rho g \tag{IV.2}$$

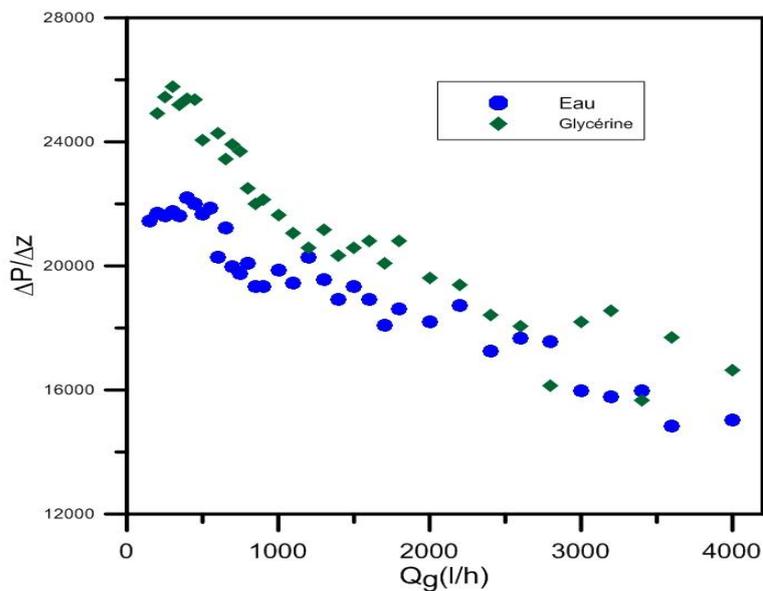


Figure IV.27 : Evolution du gradient de pression en fonction du débit d'air par la formule de Nicklin(1963) (Hp=06)

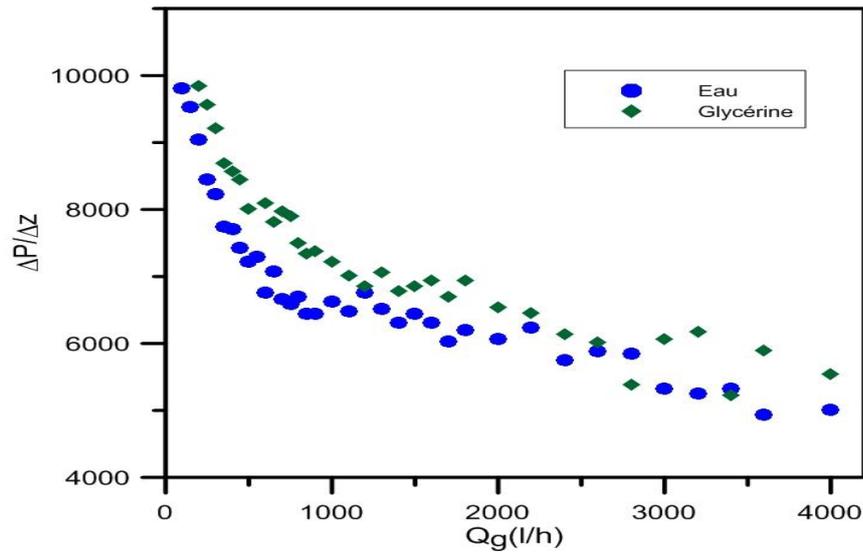


Figure IV.28: Evolution du gradient de pression en fonction du débit d'air par la formule de Nicklin(1963) ($H_p=0.7$).

Sur la figure (IV.27 et IV.28) le gradient de pression estimé par la formule de Nicklin(1963) est représenté pour le cas de la glycérine et l'eau. A première vue, la figure montre qu'effectivement le gradient de pression diminue avec le débit d'air. Ceci peut être expliqué par la diminution de la masse volumique du mélange diphasique. Ce comportement concorde les résultats de Merchuk et al.(1994) . D'après ces auteurs le gradient de pression diminue avec l'augmentation du débit mais lorsqu'il a atteint le régime annulaire le gradient de pressions augmente. Dans notre cas, le régime annulaire n'a pas été atteint. En terme allure, et pour l'eau et pour la glycérine le comportement est identique. En termes de valeur, le gradient de pression de la glycérine (50%) est supérieur. Quoique la glycérine soit plus visqueuse que l'eau, dans ces condition il n'est pas possible d'attribuer cette différence à la viscosité. Du reste, la masse volumique de la solution de glycérine est supérieure à celle de l'eau.

IV.6 Analyse du taux de vide global

Sur la figure (IV.29), nous avons représenté l'évolution du taux de vide global en fonction du débit d'air pour la phase liquide eau. On remarque que le taux vide évolue de la même manière pour les différentes hauteurs de plongée. La figure montre que le taux de vide augmente avec l'augmentation du débit d'air. Pour la phase sans pompage qui correspond à la zone (1), associé visuellement au régime à bulles et au régime à poches, l'évolution du taux de vide évolue d'une façon régulière presque linéaire. La zone (2), qui correspond à la phase avec pompage, l'évolution est fluctuante mais non significative. Globalement le taux de vide tente de se stabiliser. Notons, qu'en comparaison avec la littérature, la même allure a été obtenue par différents auteurs de la littérature (Akita et al., 1988 ; Vial et al.2000; Mostakhari et al.,2009 ; Bhagwat et Ghajar, 2012).

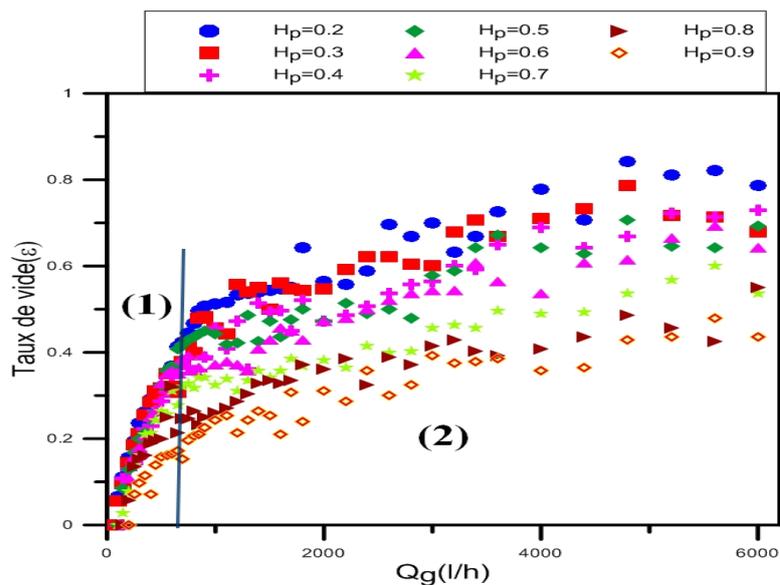


Figure IV.29: Evolution du taux de vide en fonction du débit d'air pour l'eau

La représentation du même paramètre dans le cas des phases liquides visqueuses (glycérine 50%, CMC (0,8) ; CMC (1%) ; huile Elio) donnée sur les figure (IV.30-33) donne des résultats similaires. Dans le souci d'examiner l'effet de la viscosité sur ce paramètre, la confrontation des taux des vides des différentes phases liquides nous fait constater que le cadre des expériences réalisées qu'il n'y a aucun effet visqueux sur l'évolution du taux de vide.

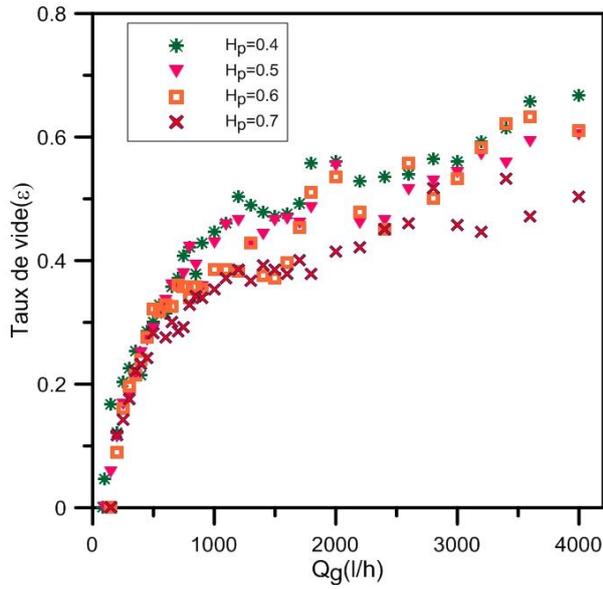


Figure IV.30: Evolution du taux de vide global en fonction du débit d'air pour la glycérine (50%).

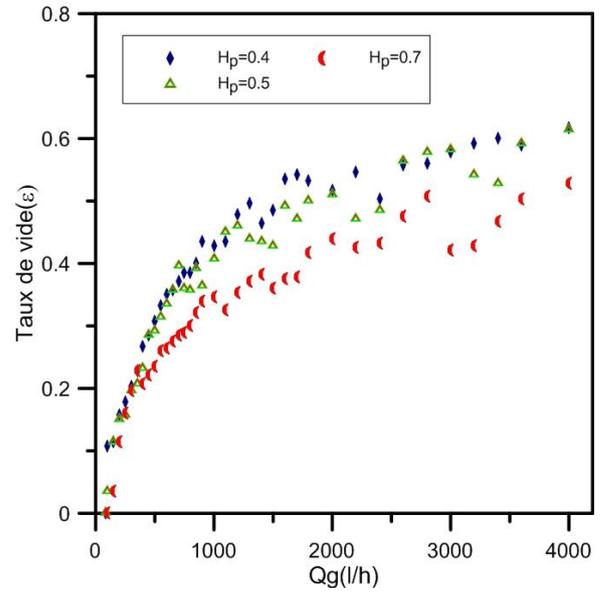


Figure IV.31: Evolution du taux de vide global en fonction du débit d'air pour la CMC 0.8%.

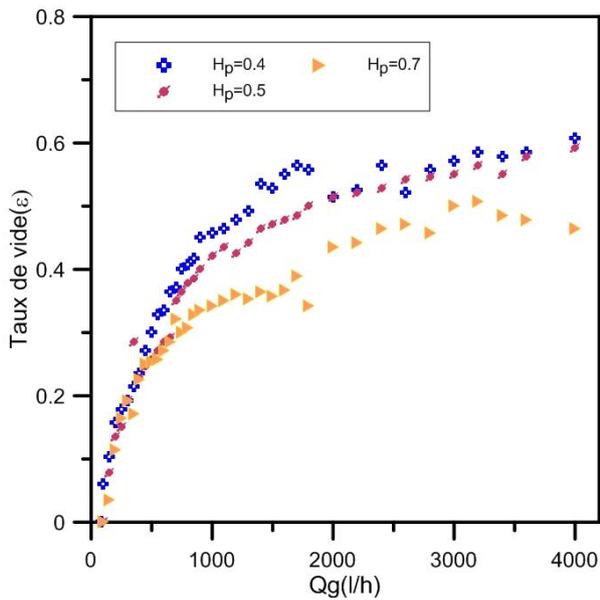


Figure IV.32: Evolution du taux de vide en fonction du débit d'air pour la CMC 1%.

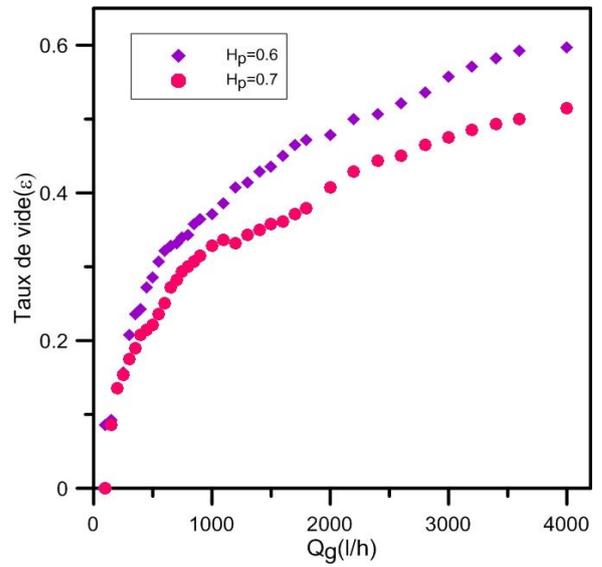


Figure IV.33 : Evolution du taux de vide en fonction du débit d'air pour l'huile Elio.

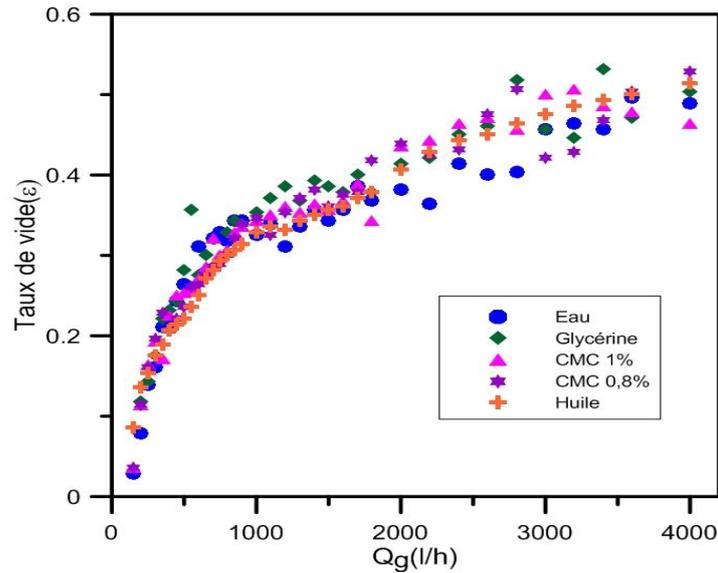


Figure IV.34: Comparaison du taux de vide pour les cinq phases liquides en fonction du débit d'air ($H_p=0.7$)

L'examen de l'effet de la hauteur de plongée montre que cette dernière influe négativement sur le taux de vide. C'est-à-dire, le taux de vide diminue avec l'augmentation de la hauteur de plongée. En terme d'ordre de grandeur, pour la plus petite hauteur de plongée ($H_p = 0,2$), la valeur maximale atteinte est de 0,8. Cette valeur est de 0,47 pour la plus grande hauteur étudiée ($H_p = 0,9$).

IV.6.1 Comparaison du taux de vide expérimental avec celui de la méthode manométrique

La mesure du taux de vide entre deux points le long de la colonne séparés par une distance ΔH par la méthode manométrique peut être obtenu par la mesure de la différence manométrique ΔZ ; lue sur un manomètre dont les branches se reliées aux deux points concernées. La technique est appelée *méthode manométrique* et le taux de vide est donné par :

$$\epsilon_m = \frac{\Delta Z}{\Delta H} \quad (\text{IV.3})$$

Dans le souci de comparer la technique de vanne à fermeture rapide et l'expansion de volume à la méthode manométrique nous avons représenté sur la figure (IV.35) le taux de vide obtenu par la première en fonction de celui obtenu avec la seconde.

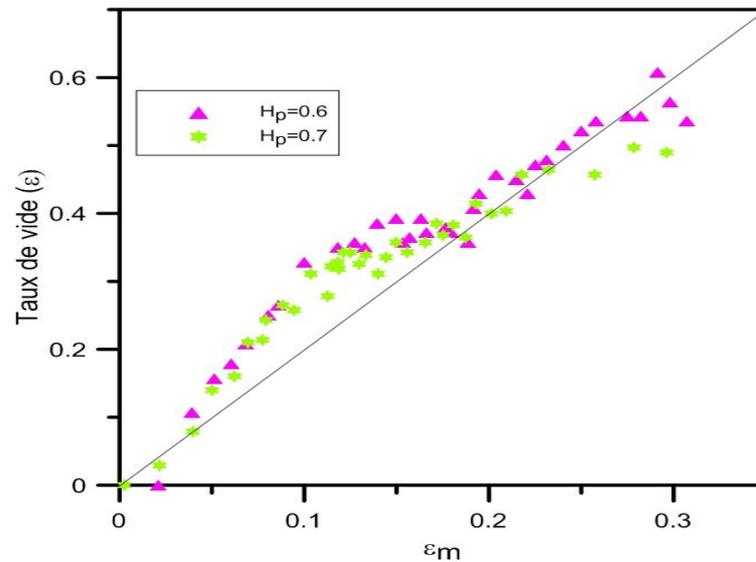


Figure IV.35 : Comparaison du taux de vide de la vanne à fermeture rapide et le taux de vide de la technique manométrique

La comparaison montre une similarité en termes d'allure pour les deux hauteurs de plongée mais en termes de valeur on constate un écart significatif notamment dans la phase correspondant au régime à bulles et au régime à poches. L'écart moyen est estimé à 56 %. Il est probable que l'écart noté soit lié à l'instabilité de l'écoulement qui rend difficile la mesure du taux de vide.

IV.6.2 Rapport de glissement

Le rapport de glissement, noté 'S' est donné par le rapport des vitesses superficielles des deux phases ($S = \frac{U_g}{U_l}$). Il traduit le mouvement relatif entre phases. Sur la figure (IV.36) nous vous représenté l'évolution de ce rapport en fonction du débit d'air pour la gamme de la hauteur de plongée étudiée. On constate que le rapport se caractérise par une décroissance très significative jusqu'à une valeur minimale qui est d'autant plus faible que la hauteur de plongée est faible. Cette décroissance correspond à la première phase du pompage (voir figure IV.9) que nous avons associée aux régimes à bulles et le régime à poches. Une fois le minimum est atteint, le rapport a tendance à augmenter légèrement : cette deuxième phase correspond à la seconde phase du pompage (figure IV.9) associée au régime turbulent baratté.

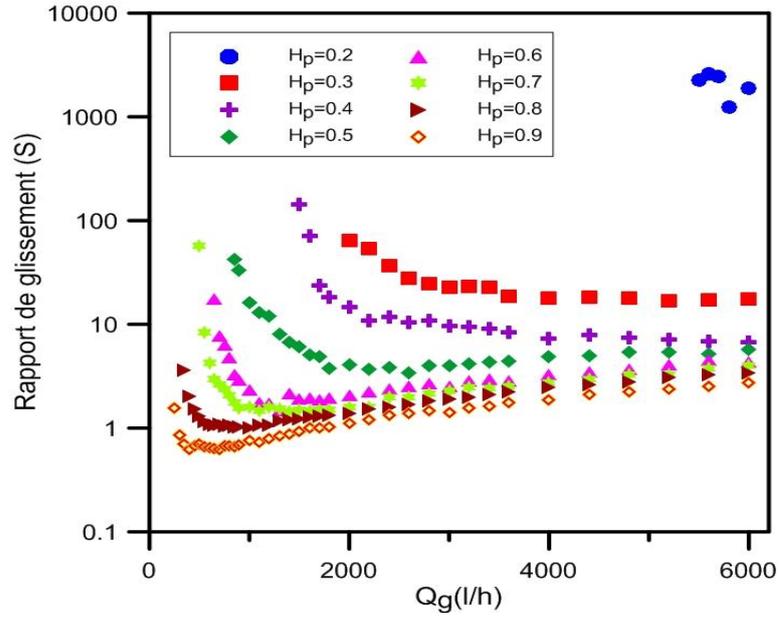


Figure IV.36 : Evolution du rapport de glissement en fonction du débit d'air pour l'eau

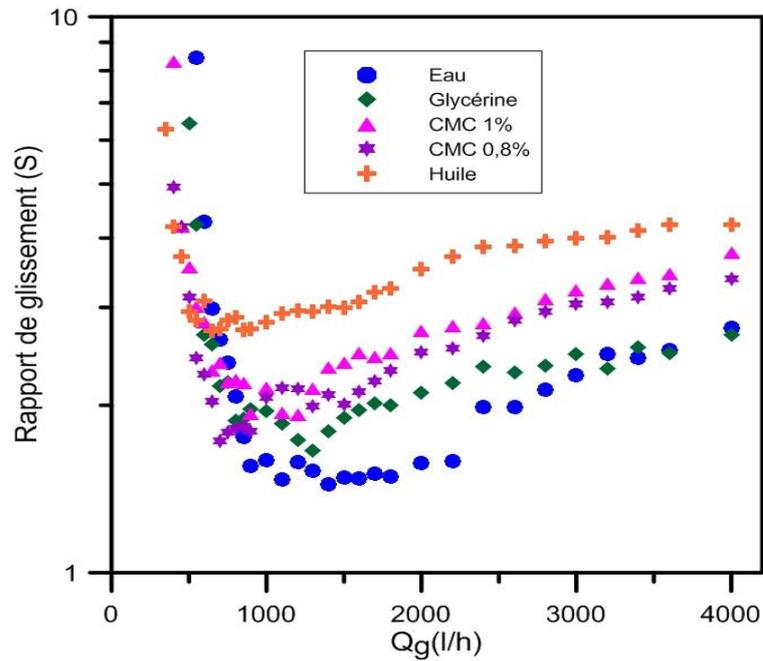


Figure IV.37: Evolution du rapport de glissement des cinq phases liquide en fonction du taux de vide ($H_p=0,7$).

La confrontation des rapports glissement des différentes phases liquides visqueuses étudiées (glycérine (50%), CMC (0,8 %), CMC (1%), huile Elio) se traduit par une évolution similaire du point de vue d'allure. La différence est notée au niveau du minimum et de la deuxième phase d'évolution. En effet, le minimum est d'autant plus faible que la viscosité augmente. Comme le résume ce tableau, ce minimum est aussi atteint à des débits d'airs d'autant plus faible que la viscosité diminue :

Tableau IV.2 : Valeurs minimales du rapport de glissement

Hp	Eau	Glycérine (50%)	CMC (0,8%)	CMC (1%)	Huile Elio
S	2,72	1,93	1,79	1,65	1,43
Qg(l/g)	500	900	1000	1300	1400

IV.6.3 Confrontation avec le modèle à écart de vitesses

Le modèle à écart de vitesses (*drift flux model*) que nous avons utilisé pour la confrontation de nos résultats expérimentaux est celui établi par les coefficients de Nicklin (1963), c'est-à-dire avec un coefficient de distribution $C_0 = 1,2$ et une vitesse d'entraînement donnée par le terme $0,35\sqrt{gD}$. Ce modèle est donné par l'équation suivante :

$$\frac{U_g}{\varepsilon} = 1,2 (U_g + U_l) + 0,35\sqrt{gD} \quad (\text{IV.4})$$

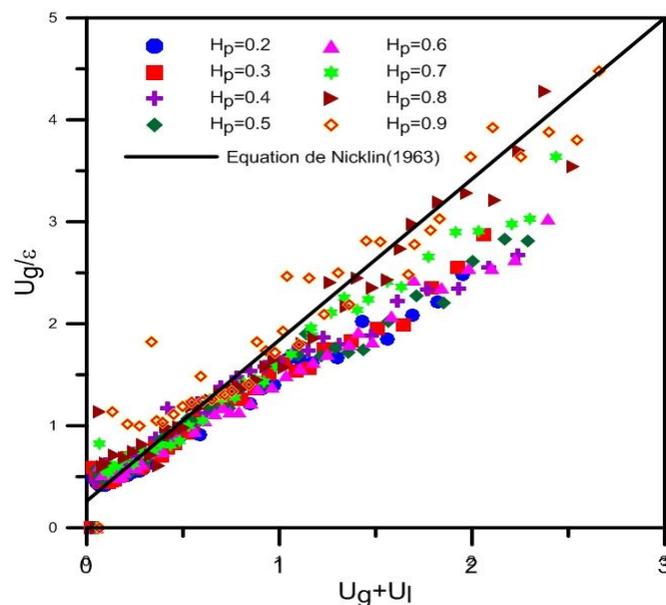


Figure IV.38 : Confrontation du taux vide expérimental avec le modèle à écart de vitesses pour la phase liquide eau

Sur la figure (IV.39) nous avons porté le résultat de la confrontation avec le modèle de Nicklin (1963) pour la cas de la phase liquide eau. Globalement la figure montre une concordance significative dans la zone qui correspond au régime à bulles et au régime à poches. A l'exception de la hauteur de plongée ($H_p = 0,9$) le résultat s'est reproduit avec toutes les hauteurs de plongée étudiées. C'est-à-dire pour la gamme de ($U_g + U_l$) allant de 0 jusqu'à 1 m/s. A partir de cette valeur, les points expérimentaux commencent à s'écarter de la droite de Nicklin(1963) au fur et à mesure que le débit du mélange diphasique augmente. En effet, le présent modèle a été proposé par Nicklin (1963) pour un régime à poches établi. Toutefois son utilisation dans le cas d'un régime à bulles et parfois en turbulent baratté est suggérée. A travers ce résultat nous pensons que le modèle à écart de vitesses, utilisé sous cette version, convient parfaitement au régime à poches et au régime à bulles du moins, dans le mélange diphasique air-eau. Son utilisation avec le régime turbulent baratté doit se faire avec prudence.

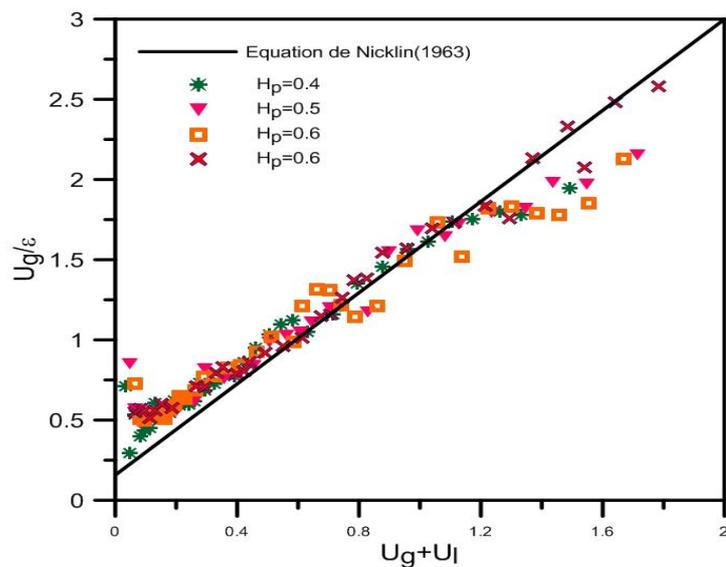


Figure IV. 39: Confrontation du taux vide expérimental avec le modèle à écart de vitesses pour la phase liquide glycérine (50%)

La confrontation du modèle avec les résultats expérimentaux obtenus avec la solution de glycérine (50%) montrés sur la figure (IV.39) donne des résultats similaires avec ceux obtenus avec la phase liquide eau avec un léger écart qui caractérise la première étape qui correspond au régime à bulles. Dans le cas de la glycérine le rapprochement de la droite de Nicklin(1963) s'est étalé jusqu'à une valeur ($U_g + U_l = 1,2$).

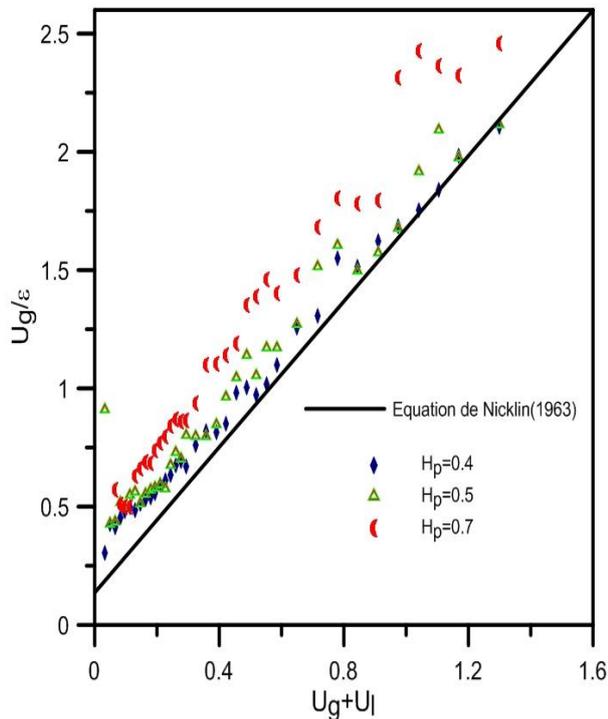


Figure IV. 40: Confrontation du taux vide expérimental avec le modèle à écart de vitesses pour la phase liquide CMC(0,8%)

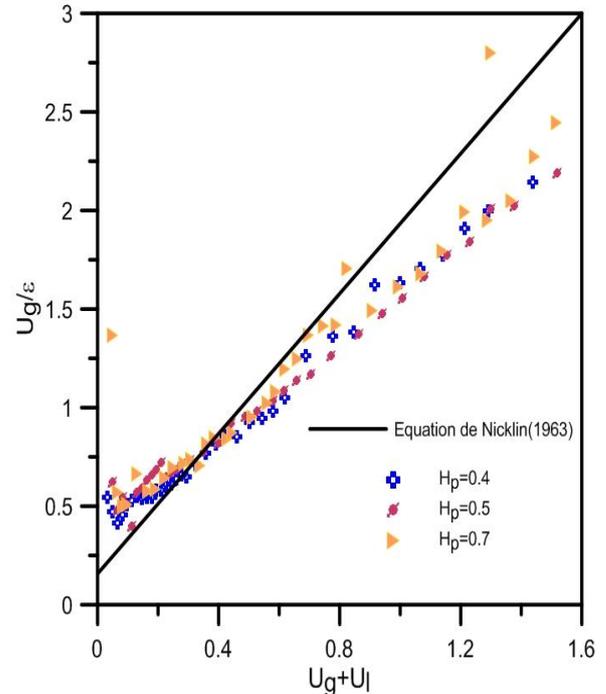


Figure IV.41 : Confrontation du taux vide expérimental avec le modèle à écart de vitesses pour la phase liquide CMC (1%)

Dans le cas de la phase liquide de la CMC (0,8 et 1%), solution plus visqueuse que la solution de la glycérine, la confrontation s'est traduite avec un écart significatif avec une dispersion de points sur toute la gamme du débit du mélange diphasique (figure IV.40, 41). L'écart s'est davantage accentué dans le cas de la phase liquide huile Elio dont la viscosité est la plus importante. Dans le cadre des expériences réalisées, nous pensons que ce modèle ne convient pas aux fluides visqueux mais à des phases liquides dont la viscosité est proche de celle de l'eau.

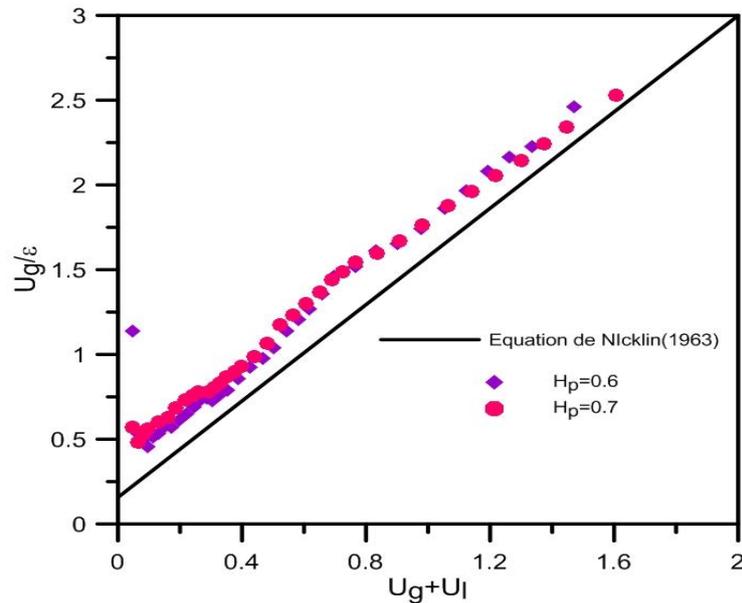


Figure IV.42 : Confrontation du taux vide expérimental avec le modèle à écart de vitesses pour la phase liquide huile Elio

IV.6.4 Confrontation avec la corrélation d'Akita et al.(1988)

La corrélation d'Akita et al., (1988) a comme avantage de tenir compte des propriétés physiques de la phase liquide et du diamètre de la colonne (voir chapitre II). Nous rappelons que la corrélation d'Akita et al.,(1988) est donnée par l'équation :

$$\frac{\varepsilon}{(1-\varepsilon)^4} = 0,2 \left(\frac{gD^2\rho_l}{\sigma} \right)^{\frac{1}{8}} \cdot \left(\frac{gD^3}{v_l^2} \right)^{\frac{1}{12}} \left(\frac{U_{gl}}{\sqrt{gD}} \right) \quad (\text{IV.5})$$

La confrontation du taux de vide expérimental de toute les phases liquides étudiés avec le taux de vide prédit par Akita et al.,(1988) se traduit par une concordance significative dans le cas de la phase liquide huile Elio (figure IV.43). La figure (IV.44) montre que plus la phase liquide est visqueuse plus la corrélation d'Akita devient efficace. Ainsi, l'écart plus significatif est enregistré avec la phase liquide eau (pour les figures relatives à la glycérine 50%, la CMC 0.8% et 1%).

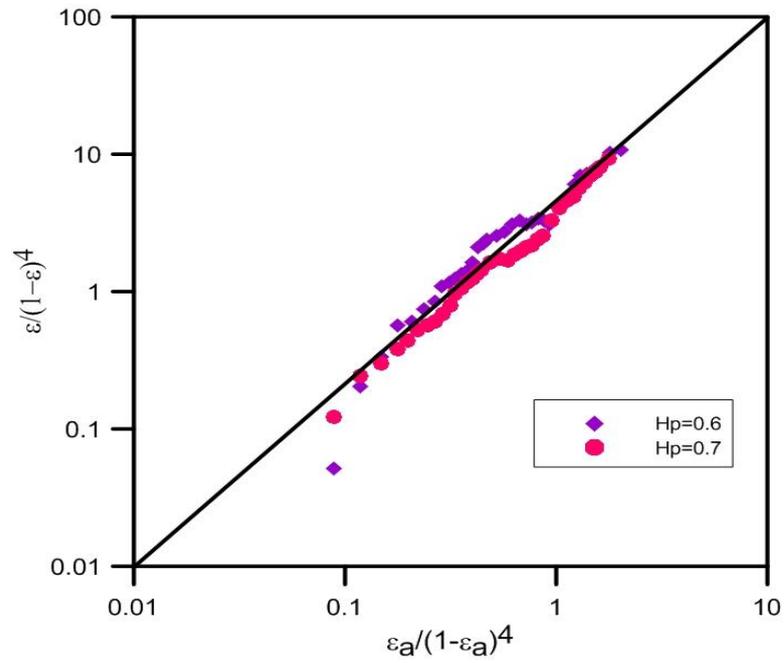


Figure IV.43: Confrontation du taux de vide expérimental avec celui prédit par Akita et al,1988 pour la phase liquide huile Elio.

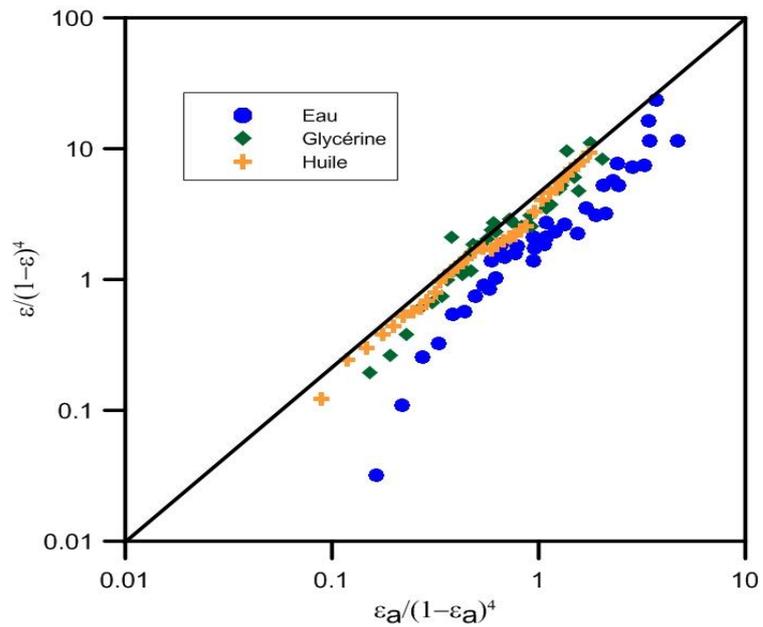


Figure IV.44 : Confrontation comparative du taux de vide expérimental avec celui prédit par Akita et al,(1988)(Hp=0.7)

IV.6.5 Corrélation de puissance

La corrélation puissance donnée par l'expression $\varepsilon = a. U_g^b$ est proposée par divers auteurs pour la prédiction du taux de vide dans le cas des réacteurs airlifts et des colonnes à bulles (Chisti et al.,1988 ; Mostakari et al.,2007,2009). La confrontation de nos résultats expérimentaux dans le cas de l'huile Elio avec cette corrélation est représentée sur la figure (IV.45). Les figures relatives aux phases liquides (eau, glycérine (50%) CMC 0,8 et 1 %) elles sont portées en annexes. La présente figure montre que le taux de vide a tendance à suivre la loi de puissance dans la phase qui correspond aux faibles débits d'air. En effet, le coefficient « a » déterminé à partir de la régression de la loi de puissance varie entre 0,4 et 0,51 ce qui correspond parfaitement à ce que prévoir la littérature Chisti et al.,1988 ; Mostakari et al.,2007,2009) pour le régime homogène (0,4 à 0,7). Avec l'augmentation du débit, l'écart commence à devenir significatif. En ce qui concerne la hauteur de plongée, nous n'avons noté aucun effet. De même pour l'effet visqueux (voir annexe D), l'ensemble des figures font état d'une concordance à faible débit uniquement.

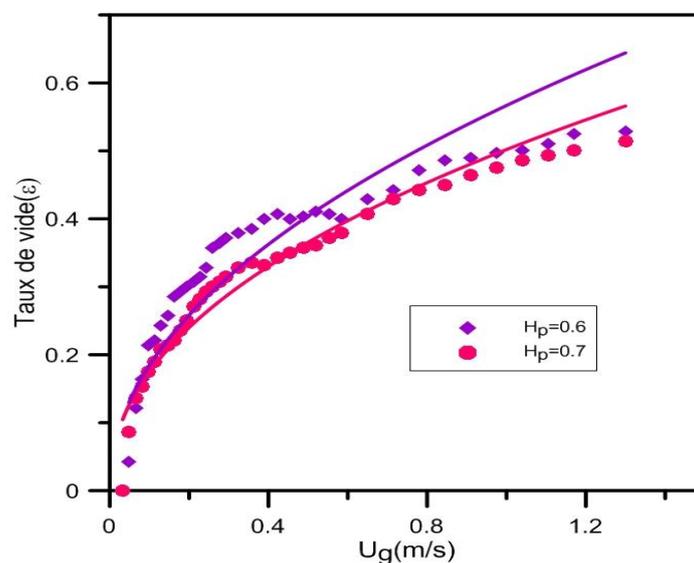


Figure IV.45 : Evolution du taux de vide en fonction de la vitesse superficielle du gaz pour l'huile.

Conclusion

Dans ce présent travail, nous avons procédé expérimentalement à la caractérisation hydrodynamique d'un écoulement diphasique visqueux de type airlift. Comme phases liquides nous avons utilisé de l'eau du robinet et quelques fluides visqueux : la solution de la glycérine (50%), deux solutions de la CMC (0,8 et 1 %) et l'huile Elio. Le dispositif expérimental utilisé est un système airlift fonctionnant en boucle externe avec une colonne de 3 mètres de hauteur et 33 mm de diamètre intérieur. La hauteur de plongée a été variée de 0,2 à 0,93. Pour l'ensemble des phases liquides, nous avons procédé à la caractérisation visuelle des régimes, la mesure du débit de la phase liquide, le taux de vide global et les fluctuations de la pression le long de la colonne. Les paramètres mesurés ont permis l'estimation du rendement du système, son efficacité et le rapport de glissement. L'ensemble des résultats obtenus ont fait l'objet d'une confrontation avec quelques corrélations de la littérature. Les principaux résultats peuvent être résumés comme suit :

- ❖ Au cours des expériences, trois régimes d'écoulement ont été observés pour les cinq phases liquides étudiées : le régime à bulles, le régime à poches et le régime turbulent baratté. La coalescence se fait plus difficilement avec la phase liquide visqueuse.
- ❖ L'écoulement est caractérisé par une instabilité illustrée par l'évolution des fluctuations de la pression. Le phénomène d'instabilité est d'autant plus faible que la viscosité augmente.
- ❖ Dans le cadre des expériences réalisées la viscosité ne produit aucun effet sur le débit minimum d'injection.
- ❖ Le débit de la phase liquide augmente avec l'augmentation du débit d'air et de la hauteur de plongée. par ailleurs, ce débit diminue avec l'augmentation de la viscosité. Le plus faible débit est enregistré avec phase liquide huile.
- ❖ L'ensemble des cartes d'écoulement de la littérature testées n'ont pas été en mesure de prédire nos résultats expérimentaux. Ceci confirme la non-universalité de ces cartes qui semblent être établies pour des conditions bien particulières.

- ❖ Le rendement du système se caractérise par un maximum qui ne correspond pas au maximum du débit de pompage mais qui coïncide avec le minimum du rapport de glissement. En termes d'ordre de grandeur, le rendement est d'autant plus faible que la viscosité augmente.
- ❖ Le fonctionnement optimal du système qui correspond au maximum du rendement est associé visuellement au régime à poches et à la transition vers le turbulent baratté.
- ❖ Le maximum du rendement diminue au-delà d'une hauteur de plongée qui avoisine 0,7. Ce qui laisse penser que l'augmentation de la hauteur de plongée au-delà de cette valeur est du point de vue énergétique peu intéressant.
- ❖ La confrontation de l'efficacité avec le rendement a montré que les maximums de ces deux paramètres sont confondus dans la même zone.
- ❖ L'expression de Nicklin (1963) utilisée pour l'estimation du gradient de pression le long de la colonne a montré que ce dernier est fonction du débit d'air de la viscosité. Le résultat concorde avec la littérature (Da Hlaing et al.,2007).
- ❖ Le taux de vide global augmente presque linéairement avec l'augmentation du débit au cours de la phase sans pompage. Il a tendance à se stabiliser dans la phase du pompage. L'effet de la hauteur de plongée produit un effet négatif sur le taux de vide.
- ❖ Dans le cadre des expériences réalisées, nous n'avons noté aucun effet de la viscosité sur l'évolution du taux de vide.
- ❖ La confrontation avec le modèle à écart de vitesses (version de Nicklin,1963) a montré que ce modèle prédit mieux le taux de vide en régime à bulles et en régime à poches dans le cas de la phase liquide eau. Le modèle semble inapproprié pour les phases liquides visqueuses étudiées.

- ❖ La corrélation d'Akita et al.(1988) prédit mieux le taux de vide global lorsque la phase liquide est visqueuse. L'écart le plus faible est noté avec la phase liquide huile Elio.
- ❖ La corrélation de puissance semble convenir aux faibles débits d'air notamment qui correspondent aux régimes à bulles et à la première phase du régime à poches.

En guise de perspectives, il est possible de poursuivre le travail dans le même sillage en tenant compte des points suivants :

- ❖ Elargissement de la gamme de la viscosité et du comportement rhéologique en utilisant d'autres types de fluides (newtoniens et non-newtoniens) plus visqueux.
- ❖ Mener une étude expérimentale similaire dans d'autres conditions géométriques (longueur, diamètre de la colonne, nature du disperseur).
- ❖ Mener une étude similaire avec d'autres techniques de mesures plus sophistiquées pour les mesures globales et locales.

Références bibliographiques

- Abadshapoori, M.H., Saidi, M. H., Hanafizadeh, P., 2011. *Effect to the conical angle of the upriser pipe on the performance of the airlift pumps*. Engineering, Sharif University of Technology, Tehran, Iran, P. O. Box: 11155-9567.
- Ahmed, W.H., Badr, H.M., 2012. *Dual-injection airlift pumps: an enhance performance*. Particulate Science and Technology 30, 497-516.
- Ahmed, W.H., Badr, H.M., Al-Qutub, A.M., 2016. *Air injection methods: The key to a better performance of airlift pumps*. Experimental Thermal and Fluid Science 70-354-365.
- Akita, K., Okazaki, T., Koyama, H., 1988. *Gas holdups and friction factors of gasliquid two phase flow in an air-lift bubble column*. J. Chem. Eng. Japan 21, 476-482.
- Aloufi, F.M., 2011. *An investigation of gas void fraction and transition conditions for two phase flow in an annular gap bubble column*. Thesis. Loughborough University.
- Apazidis, N., 1985. *Influence of bubble expansion and relative velocity on the performance and stability of an air lift pump*. Int. J. Multiph. Flow 11, 459-479.
- Arthur, F. G., Andrea, E. N., Cristiane, C., Fausto Arinos, A. B., Rigoberto, E. M. M., 2012. *Slug to churn transition analysis in upward vertical two-phase flow*. 14th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering. November 18-22, Rio de Janeiro, (Brazil).
- Awari, G. K., Bhuyar, L.B., Wakde, D. G., 2007. *A Generalized gas-Liquid two-phase flow analysis for efficient operation of airlift pump*. J. of the Braz. Soc. Of Mech. Sci. & Eng 29, 307-312.
- Azzopardi, B.J., Wren, E., 2004. *What is entrainment in vertical two-phase churn flow*. Int. J. Multiphase Flow 30, 89-103.
- Barrut, B., 2011. *Étude et optimisation du fonctionnement d'une colonne airlift à dépression- Application à l'aquaculture*. Thèse de doctorat en Energétique - Génie des procédés. Université Montpellier II (France).
- Barnea, D., Brauner, N., 1986. *Slug/churn transition in upward gas-liquid flow*. Chemical Engineering Science Vol. 4., No. I, pp 159463.
- Bennajah, M., 2007. *Traitement des rejets industriels liquide par électroagulation/électrolocation en récteur airlift*. Thèse de doctorat en Génie des procédés et de l'environnement. Institut national polytechnique de Toulouse (France).
- Bhagwat, S.M., 2008. *Study of flow patterns and void fraction in vertical downward two phase flow*. Thesis. Université Amravati (Inde).
- Ben Azouz K., Dupuis D., (2012). *Relations entre propriétés rhéologiques et structure microscopique de dispersions de particules d'argile dans des solutions de polymères*. Thèse de doctorat en mécanique. Institut de Mécanique des Fluides et des Solides, CNRS-UDS, université de Strasbourg.

- Bhagwat, S. M., Ghajar, A.J., 2012. *Similarities and differences in the flow patterns and Void fraction in vertical upward and downward two phase flow*. *Exper. Therm. Fluid Sci.* 39, 213-227.
- Bhagwat, S. M., Ghajar, A.J., 2014. *A flow pattern independent drift flux model based void fraction correlation for a wide range of gas-liquid two phase flow*. *Int. J. Multiph. Flow* 59, 186-205.
- Chekri, M., 2014. *Optimisation du dosage de la terre décolorante à l'échelle industriel lors de raffinage chimique de l'huile de soja réalisé au sein du complexe agro-alimentaire Cevital-bejaia, Thèse de Master en génie des procédés*. Université Abderrahmane mira de Bejaia.
- Cheng, H., Hills, J. H., Azzopardi, B. J., 1998. *A study of the bubble-to-slug transition in vertical gas-liquid flow in columns of different diameter*. *Int. J. Multiph. Flow* 24, 431-452,
- Chisti, M. Y., Halard, B. M. Moo-Young.1988. *Liquid circulation in airlift reactors*. *Chem. Eng. Sci.* 43, 451-457.
- Chisti, M.Y., 1989. *Airlift Bioreactors*. Elsevier Applied Science, London and New York.
- Chisti, M.Y., Moo-Yong, M., 1993. *Improve the performance of airlift reactors*. *Chem. Eng. Progress* 89, 38-45.
- CORDELLA, C., 2004. *Le glycérol un alcool pas comme les autres*. *Biofutur* 241, p15-17.
- Clark, N.N., Dabolt, R.J., 1986. *A general design equation for air lift pumps operating in slug flow*. *Aiche J.* 32, 56-63.
- Da Hlaing.N., Sirivat.A., Siemanond.K., Wilkes.J.O., 2007. *Vertical two-phase flow regimes and pressure gradients : effet of viscosity*. *Experimental Thermal and Fluid Science* 70-354-365.
- De Cachard, F., Delhay, J.M., 1996. *A slug-churn flow model for small diameter airlift pumps*. *Int. J. Multiphase Flow* 22, 627-649.
- De Cachard, F., Delhay, J.M., 1997. *Stability of small diameter airlif pump*. *Int. J. Multiphase Flow* 24, 17-34.
- Dukler, A. E., Taitel, Y., 1986. *Flow pattern transitions in gas-liquid systems:Measurement and modelling*. *Int. Multiphase Sci. Tech.* 2, 1-94.
- François.O., Gilmore.T., Pinto.M.J., Gorelick.M.S., 1996. *A physically based model for airlift pumping*. *Water resources research*, 32, 2383-2399.
- Fujimoto, H., Murakami, S., Omura, A., Takuda, H., 2004. *Effect of local pipe bends on pump performance of a small air-lift system in transporting solid particles*. *Int. J. Heat and Fluid Flow* 25, 996-1005.

- Fukano.T., Furukawa.T., 1998. *Prediction of the effects of liquid viscosity on interfacial shear stress and frictional pressure drop in vertical upward gas-liquid annular flow.* Int. J. Multiphase Flow 24,587-603,
- Furukawa,T., Fukano, T., 2001. *Effects of liquid viscosity on flow patterns in vertical upward gas-liquid two-phase flow.* Int. J. Multiph. Flow 27, 1109–1126.
- Ghosh, T.K., Bhattacharyya, D., Kim.,T., 2010. *Gas hold-up characteristics of an external loop airlift contactor.* Int. J. of Hybrid Information Technology 3, 25-32.
- Guét,S., Ooms,G., Oliemans.R.V.A., 2002. *Influence of bubble size on the transition from low-Re bubbly flow to slug flow in a vertical pipe.* Experimental Thermal and Fluid Science 26-635–641.
- Guét, S., Ooms G., Oliemans R.V.A., Mudde R.F., 2004. *Bubble size effect on low liquid input drift-flux parameters.* Chem. Eng. Sci. 59, 3315–3329.
- Gourich, B., 2006. *Analyse et étude comparative des performances hydrodynamiques et de transfert gaz-liquide dans trois types de réacteurs polyphasiques : colonne a bulles, airlift rectangulaire et emulsair.* Thèse de Doctorat d'Etat en génie des procédés. Université Mohammed V-Agdal(Maroc).
- Hammoud, A. H., Ghaziri, M. F., Khalil, M. F., 2010. *Experimental Study on Airlift Pump Handling Slurry Flow.* 10th International Congress of Fluid Dynamics, Ain Soukhna, Red Sea(Egypt).
- Hanafizadeh, P., Ghanbarzadeh, S., Saidi, M. H., 2011a. *Visual technique for detection of gas-liquid two-phase flow regime in the air -lift pump.* J. of Petroleum Sci. Eng. 75, 327–335.
- Hanafizadeh, P., Saidi, M.H. Nouri Gheimasi, A., Ghanbarzadeh, S., 2011b. *Experimental investigation of air–water, two-phase flow regimes in vertical mini pipe.* Scientia Iranica 18, 923–92
- Hanafizadeh, P., Ghorbani, B., 2012. *Review study on airlift pumping systems.* Multiphase Science and Technology 24, 323-362.
- Hills, J. H., 1976. *The operation of a bubble column at high throughputs. I. Gas holdup measurements.* Chem. Eng. J. 12, 89-99.
- Hjalmar, S., 1973. *The origin of instability in air lift pumps.* J. Appl. Mech. Trans. ASME 95, 399–404.
- Hewitt, G.F., Roberts, D. N., 1969. *Studies of two-phase flow patterns by simultaneous X- ray and flash photography.* Ukaea report aere-m 2159.
- Hewitt, G.F., Jayanti.S., 1992. *Prediction of slug-to-churn flow transition in vertical two phase flow.* Int.j. Multiphase flow vol. 18, No. 6, pp. 847-860.

- Jayanti,S., Hewitt.G.,F., 1992. *Prediction of the slug-to-churn flow transition in vertical two-phase flow*. Int. J. multiphase flow 18, 847-860.
- Jin.B., Lant.P., 2004. *Flow regime, hydrodynamics, floc size distribution and sludge properties in activated sludge bubble column, air-lift and aerated stirred reactors*. Chemical Engineering Science 59, 2379 – 2388.
- Kantarci. N., Borak.F., Ulgen, K.O., 2005. *Bubble column reactors*. Process Biochemistry 40, 2263–2283.
- Kassab, S.Z., Kandil, H.A., Warda, H.A., Ahmed, W.H., 2001. *Performance of an airlift pump operating in two-phase flow*. The Seventh International Congress on Fluid Dynamics & Propulsion,Cairo(Egypt).
- Kassab, S.Z., Kandil, H.A.,Warda, H.A., Ahmed W.H., 2007. *Experimental and analytical investigations of airlift pumps operating in three-phase flow*. Chem. Eng. J. 131, 273–281.
- Kassab, S. Z., Kandil, H. A., Warda, H.A., Ahmed, W. H., 2009. *Airlift pumps characteristics under two-phase flow conditions*. Int. J. Heat Fluid Flow 30, 88- 98.
- Kassab, S. Z., Adam, I.G., El Gohary, H.A., 2010. *Influence of the air injection method on the performance of an air lift pump*. Proceedings of ICFD 10th International Congress of Fluid Dynamics, Egypt.
- Karimi, A., Hanafizadeh, P., Ghanbarzadeh, S. Saidi, M. H., 2010. *Augmentation of airlift pump performance in step geometry*. ICMF 2010: 7th International Conference on Multiphase Flow ICMF, Tampa, FL USA.
- Khalil, M.F., Elshorbagy, K.A., Kassab, S.Z., Fahmy, R.I., 1999. *Effect of air injection method on the performance of an air lift pump*. Int. J. Heat Fluid Flow 20, 598-604.
- Kim, S.H., Sohn, C.H., Hwang, J.Y., 2014. *Effects of tube diameter and submergence ratio on bubble pattern and performance of air-lift pump*. Int. J. Multiph. Flow 58, 195– 204.
- Kumar, E. A., Kumar, K. R.V., Ramayya, A. V., 2003. *Augmentation of airlift pump performance with Tapered upriser pipe: An experimental study*. J. Inst. Eng. 84, 114–119.
- Liu, T.J., 1993. *Bubble size and entrance length effect on void development in a vertical channel.*, Int. J. Multiph. Flow 19, 99–113.
- Mahrous, A.F., 2013a. *Performance study of an airlift pump with bent riser tube*. Wseas Transactions on Applied and Theoretical Mechanics 8, 136-145.
- Mahrous, A.F., 2013b. *Airlift pump with a gradually enlarged segment in the riser tube*. ASME J. Fluids Eng.135-146.
- Mahrous, A.F., 2013c. *Experimental study of airlift pump performance with s-shaped riser tube bend*. I.J. Engineering and Manufacturing, 1, 1-12.

- Mahrous, A.F., 2014. *Performance of Airlift Pumps: single-Stage vs. Multistage air injection*. American J. Mech. Eng. 2, 28-33.
- Merchuk J.C., Gluz M., 1999. Airlift reactors. In: Flickinger MC, Drew SW, editors. *Encyclopedia of Bioprocess Technology*. New York: John Wiley & Sons; 320–53.
- Merchuk J.C., Ladwa, N., Cameron, A., Bulmer, M., Pickett, A., 1994. *Concentric-Tube Airlift Geometrical Design Reactors: Effects of on Performance*. Chemical Engineering & Program of Biotechnology, Ben Gurion University of the Negev, Beer Sheva 84105, Israel.
- Mishima, K., Ishii, I., 1984. *Flow regime transition criteria for two-phase flow in vertical tubes*. Int. J. Heat Mass Transfer 27, 723-734.
- Moisidis.C.T., Kastrinakis.G.K., 2010. *Pressure behaviour in riser tube of a short airlift Pump*. Journal of Hydraulic Research, 48, 65-73,
- Moshtari, B., Moghaddas, J. S., Gangi, E., 2007. Hydrodynamic experimental study of slurry bubble column. *Studies in Surface Science and Catalysis* 167, 67-72.
- Moshtari, B., Babakhani, E.G., Moghaddas, J. S., 2009. *Experimental study of gas holdup and bubble behavior in gas-liquid bubble column*. Petroleum and Coal 51, 27-32.
- Nakoryakov, V. E., Kashinsky, O. N., Kozmenko, B. K., 1986. *Experimental study of gas-liquid slug flow in a small diameter vertical pipe*. Int. J. Multiph. Flow 12, 337-355.
- Nicklin, D.J., 1963. *The air-lift pump theory and optimization*. Int. Chem. Eng. 4, 29-39.
- Ong, B., Gupta, P., Youssef, A., AL-Dahhan, M., Duduković, M., 2009. *Computed tomographic investigation of the influence of gas sparger design on gas holdup distribution in a bubble column*. Industrial and Engineering Chemistry Research, 48, 58-68.
- Parker, G. J., 1980. *The effect of footpiece design on the performance of a small air lift pump*. Inter. J. Heat Fluid Flow 2, 245-252.
- Pochet, S., 2012. *Développement d'un système pour la mesure du taux de vide dans un écoulement diphasique par une méthode utilisant des micro-ondes. Mémoire de maîtrise en Sciences Appliquées*. Université de Montréal (Canada).
- Abdul Rahman-Al ezzi,A., Najmuldeen, G.F., 2013. *The effects of superficial gas velocity and liquid phase properties on gas holdup and mass transfer in an airlift reactor*. American Journal of Engineering Research (AJER) 02, 25-32.
- Reinemann D.J., Timmons, M.B., 1989. *Prediction of oxygen transfer and total dissolved gas pressure in airlift pumping*. Aquacultural Eng. 8, 29-46.
- Reinemann, D.J., Patrlange, J.Y., Timmons, M.B., 1990. *Theory of small diameter airlift pump*. Int. J. Multiph. Flow 16, 113-122.

- Roustan. M., Gbahoue. L., Roques. H., 1977. *Etude de la rétention gazeuse dans les colonnes à bulles en ascension libre*. The chemical engineering journal, 13, 1-5.
- Richardson, J.F., Higson, D.J., 1962. *A Study of the energy losses associated with the operation of an air-lift pump*. Transactions of the Institution of Chemical Engineers 40, 169-182.
- Samaras, V. C., Margaris, D. P., 2005. *Two-phase flow regime maps for air lift pump vertical upward gas-liquid flow*. Int. J. Multiph. Flow 31, 757-766.
- Snape, J.B., Fialovaz, M., Zahradnik., J., Thomas, N.H., 1992. *Liquid-Phase properties and sparger design effects in an external-loop airlift reactor*. Chem. Eng. Sci. 47, 3387-3394.
- Snape, J.B., Fialovaz, M., Zahradnik., J., Thomas, N.H., 1995. *Hydrodynamic studies in an external loop airlift reactor containing aqueous electrolyte and sugar solution*. Chem. Eng. Sci. 47, 3387-3394.
- Spedding, P.L., Spence, D., 1993. *Flox regimes in two-phase gas-liquide flow*. Int.J. multiphase flow vol, 19, 245-280.
- Spedding, P. L., Woods, G. S., Raghunathan, R. S. Watterson, J. K., 1998. Vertical two-phase flow. Part I: Flow regimes. Trans Institution of Chemical Engineers, 612-619.
- Stenning, A.H., Martin, C.B., 1968. *Analytical and experimental studies of air lift pump performance*. J. Eng. Power Trans. ASME 90, 106-110.
- Taitel, Y., Barnea, D., Dukler, A.E., 1980. *Modeling flow pattern transition for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes*. Aiche J. 26, 345-354.
- Tighzert, H., Brahim, M., Kechroud, N., Benabbas, F., 2013. *Effect of submergence ratio on the liquid phase velocity, efficiency and void fraction in an air-lift pump*. J. of Petroleum Sc. Eng. 110, 155-161.
- Tighzert, H., 2016. *Contribution à l'étude expérimentale de la structure d'un écoulement diphasique de type airlift*. Thèse de doctorat en sciences. Université Abderrahmane Mira de Béjaïa.
- Ung-Nak Sohn, P., 1988. *Hydrodynamics in external loop air-lift reactors: gas holdup and liquid circulation velocity*. Thesis. University of Missouri (Colombie).
- Utiger.M., 1998. *Étude de l'hydrodynamique locale d'un réacteur airlift à boucle exeterne par Anémométrie à film chaud*. Thèse de Maîtrise en sciences appliquée. Ecole Polytechnique De Montréal (Canada).
- Vial C., Camarasa E., Poncin, S., Midoux, N., Wild G., 2000. *Study of the hydrodynamic behavior in bubble columns and external loop air-lift reactors through analysis of pressure fluctuations*. Chem. Eng. Sci. 55, 2957-2973.

Vial, C., Poncin, S., Wild, G., Midoux, N., 2001. *Simple method of regime identification and flow characterization in bubble column and air-lift reactors*. Chem. Ing. Process. 40, 135-151.

Vial, C., Poncin, S., Wild, G., Midoux, N., 2002. *Experimental and theoretical analysis of the hydrodynamic in the riser of an external loop air-lift reactors*. Chem.Eng. Process. 57, 4547-4762.

Vial, C., Poncin, S., Wild, G., Midoux, N., 2005. *Experimental and theoretical analysis of axial dispersion in the liquid phase in external loop reactors*. Chem. Ing. Sc. 60, 5945 - 5954.

Wallis, G.B., 1969. *One dimensional two phase flow*. McGraw-Hill, New York

Wu, Q., wang, X., wang, T., Han, M., sha,z., wang, j., 2013. *Effect of liquid viscosity on hydrodynamics and bubble behaviour of an external-loop airlift reactor*. Chemical engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China.

Xu, Y., Fang, X., 2014. *Correlations of void fraction for two-phase refrigerant flow in pipes*. Applied Thermal Engineering 64, 242-251.

Zuber, N., Findlay, J. A., 1965. *Average volumetric concentration in two-phase flow systems*. J. Heat Transfer Transactions of the ASME 87, 453-468.

Annexes

Annexe A

Cartes d'écoulements

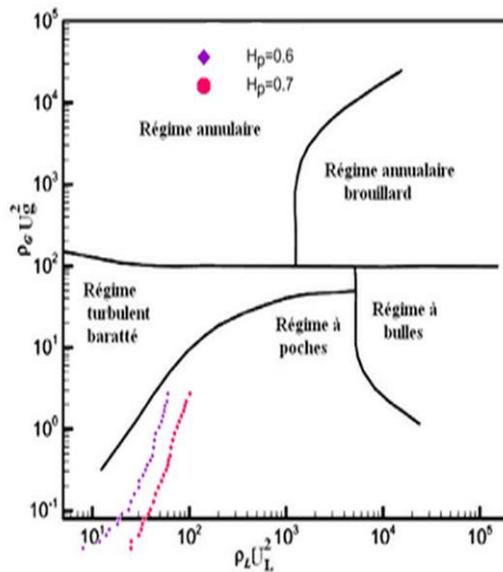


Figure 1: Projection des résultats expérimentaux sur la carte de Hewitt et Robert (1968) (Huile)

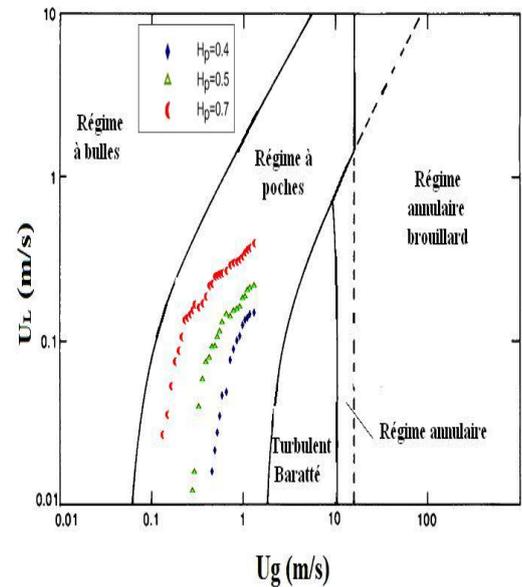


Figure 2: Projection des résultats expérimentaux sur la carte de Mishima et Ishii (1984) pour la CMC 0,8%

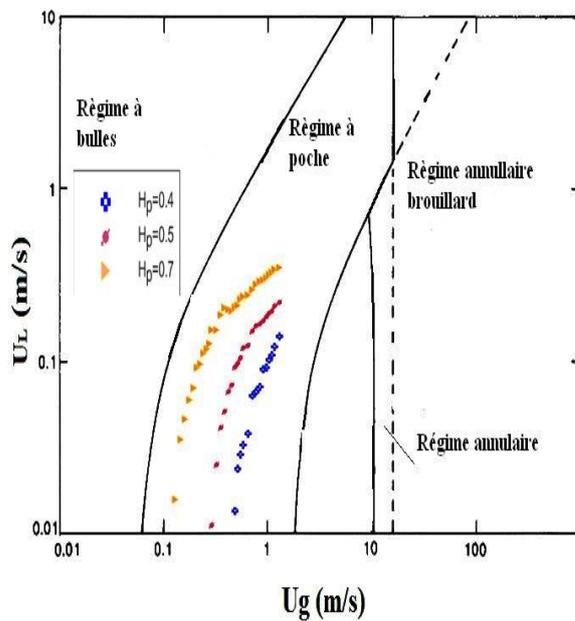


Figure 3: Projection des résultats expérimentaux sur la carte de Mishima et Ishii (1984) pour la CMC 1%

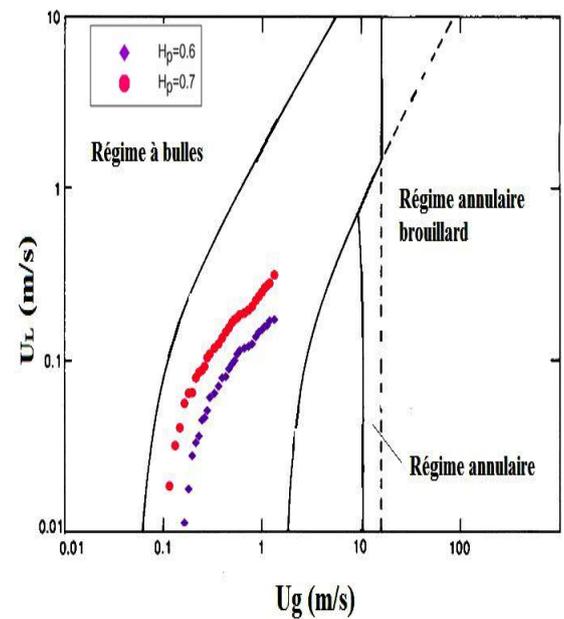


Figure 4 : Projection des résultats expérimentaux sur la carte de Mishima et Ishii (1984) (Huile)

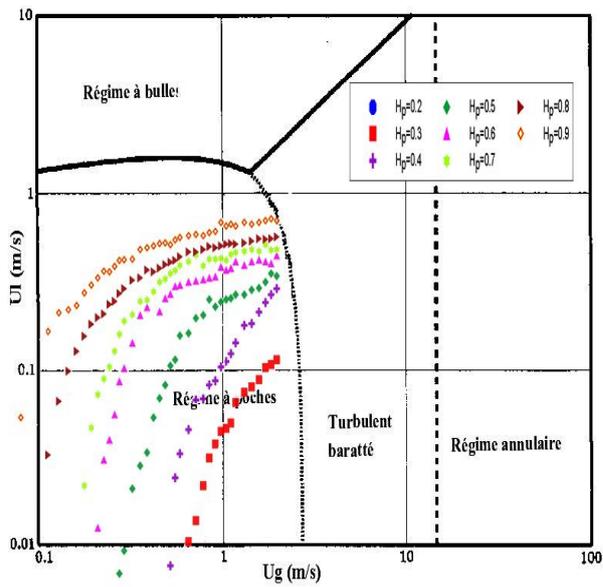


Figure 5: Projection des résultats expérimentaux sur la carte d'écoulement de Brauner et Barnea (1986) (Eau).

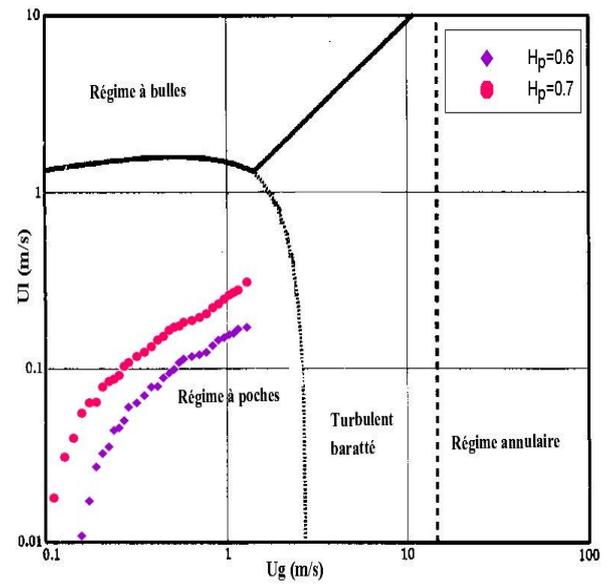


Figure 6: Projection des résultats expérimentaux sur la carte d'écoulement de brauner et Barnea (1986) (Huile)

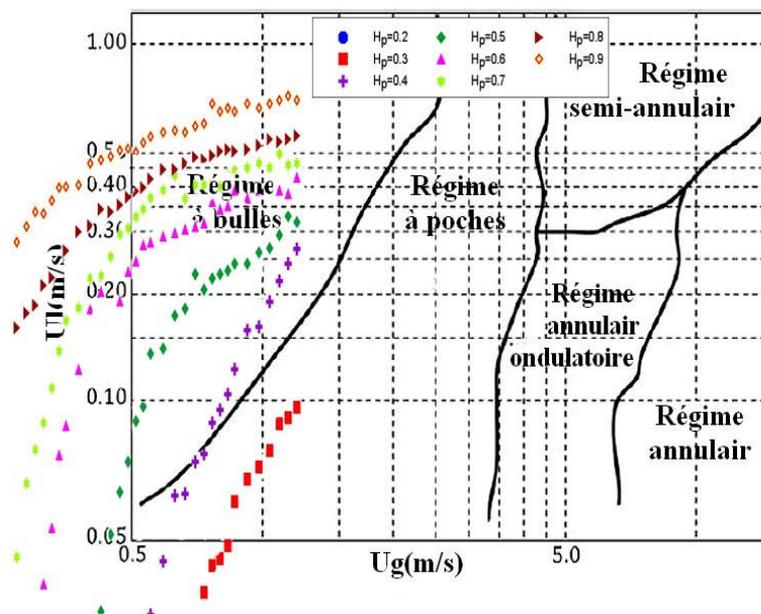


Figure 7: Projection des résultats expérimentaux sur la carte d'écoulement de Hanafizadeh (2011b) (eau).

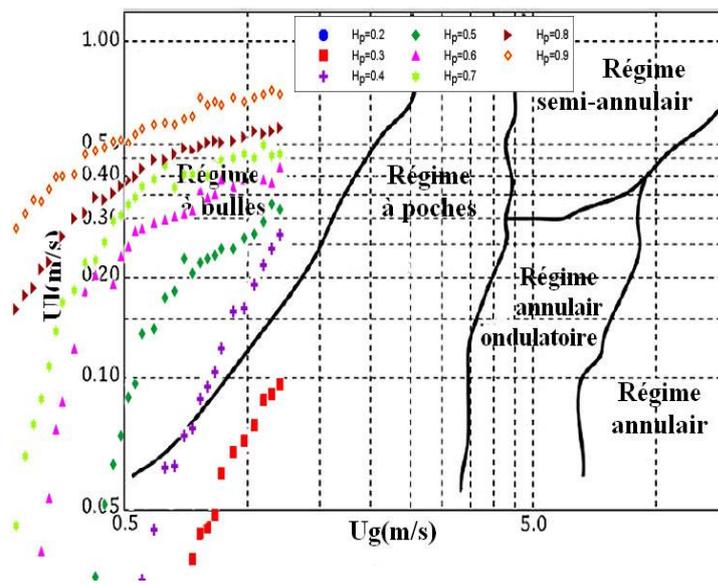


Figure 8: Projection des résultats expérimentaux sur la carte d'écoulement de Hanafizadeh (2011b) (eau).

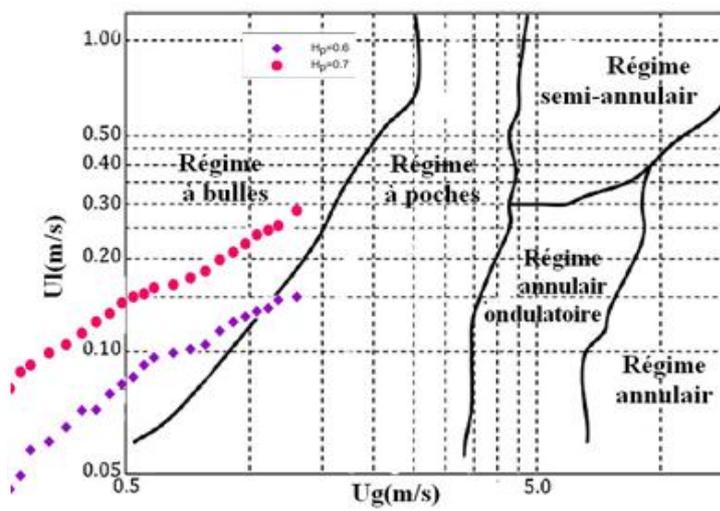


Figure 9: Projections des résultats expérimentaux sur la carte d'écoulement de Hanafizadeh (2011b) (Huile).

ANNEXE B

Confrontation du rendement avec l'efficacité

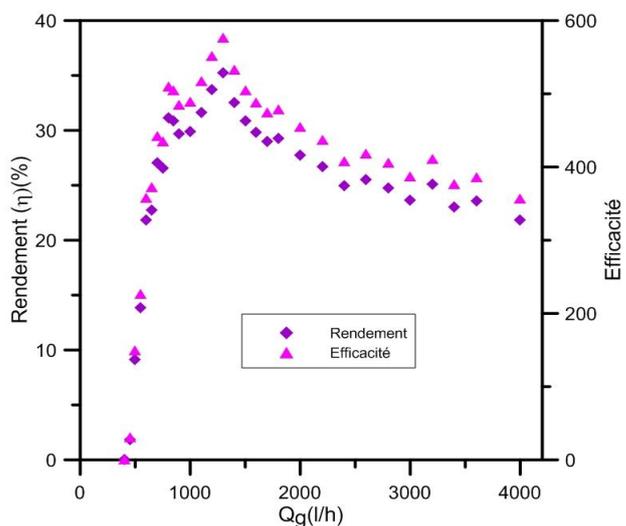


Figure 1 : Confrontation du rendement avec l'efficacité pour $H_p=0,7$ (Glycérine)

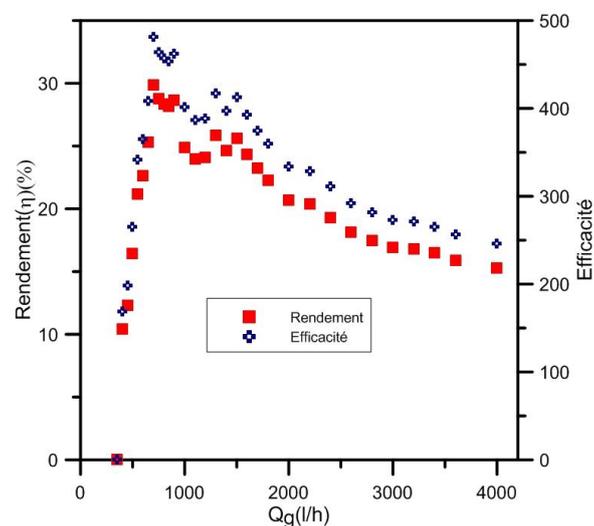


Figure 2 : Confrontation du rendement avec l'efficacité pour $H_p=0,7$ (CMC 0,8%)

4

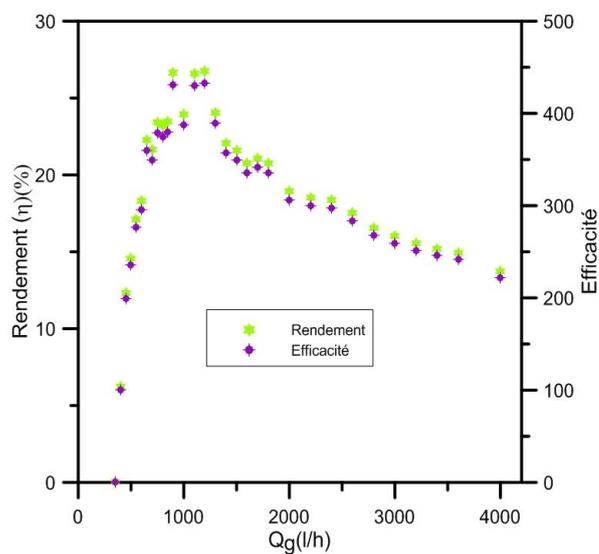


Figure 3 : Confrontation du rendement avec l'efficacité pour $H_p=0,7$ (CMC 1%)

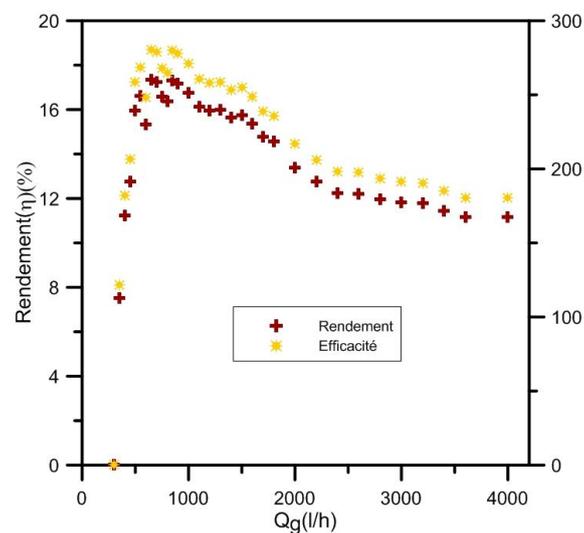


Figure 4 : Confrontation du rendement avec l'efficacité pour $H_p=0,7$ (Huile)

Annexe C

Comparaison entre le taux de vide de vannes à fermeture rapide et le taux de vide manométrique

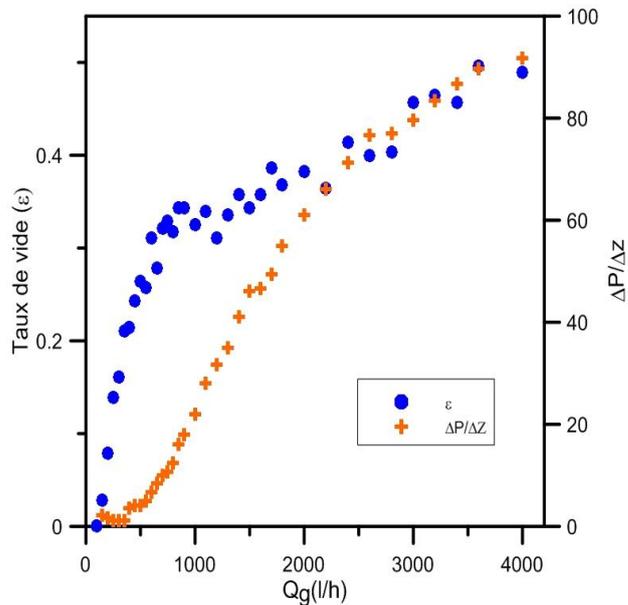


Figure 1: Evolution du taux de vide et de gradient de pression en fonction de débit d'air (Eau, $H_p=0,7$)

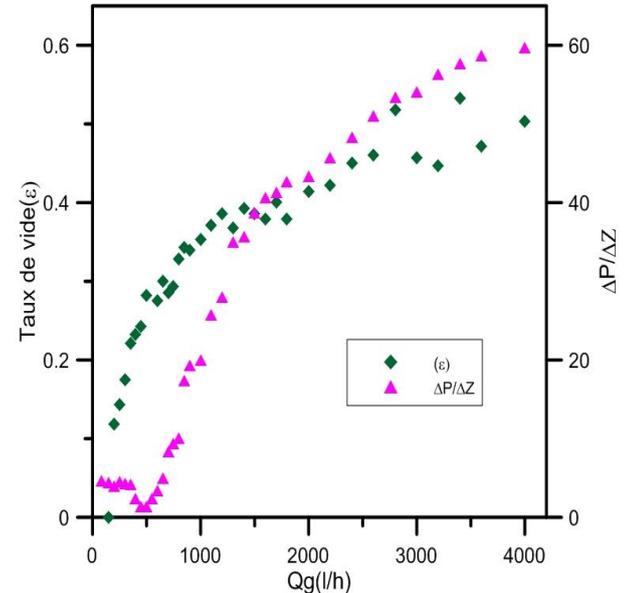


Figure 2 : Evolution du taux de vide et de gradient de pression en fonction de débit d'air (Glycérine, $H_p=0,7$).

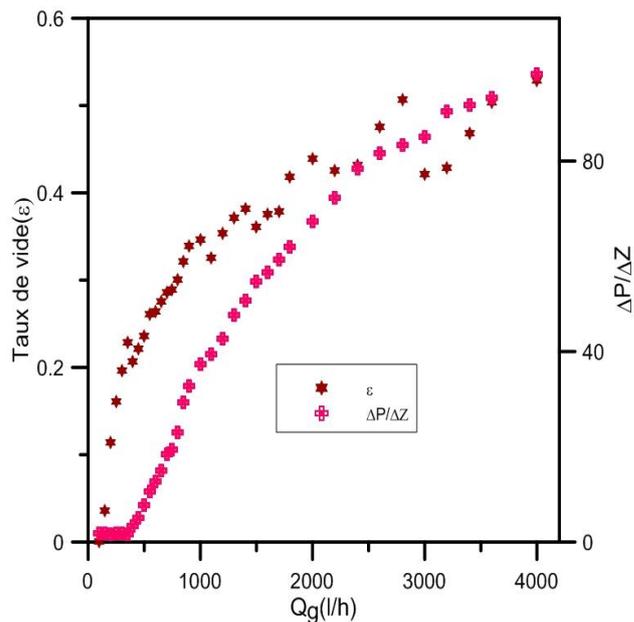


Figure 2 : Evolution du taux de vide et de gradient de pression en fonction de débit d'air (CMC 0,8%, $H_p=0,7$).

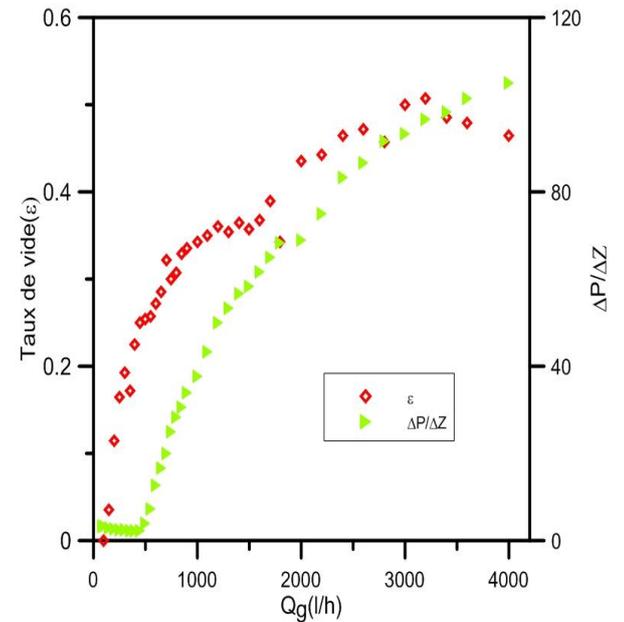


Figure 4: Evolution du taux de vide et de gradient de pression en fonction de débit d'air (eau, $H_p=0,7$).

Annexe D

Corrélation de puissance

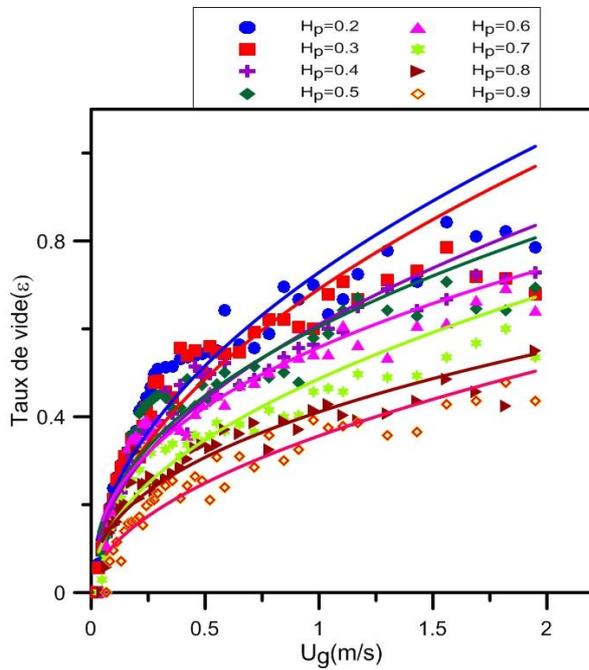


Figure 1 : Evolution du taux de vide en fonction de la vitesse superficielle du gaz pour l'eau

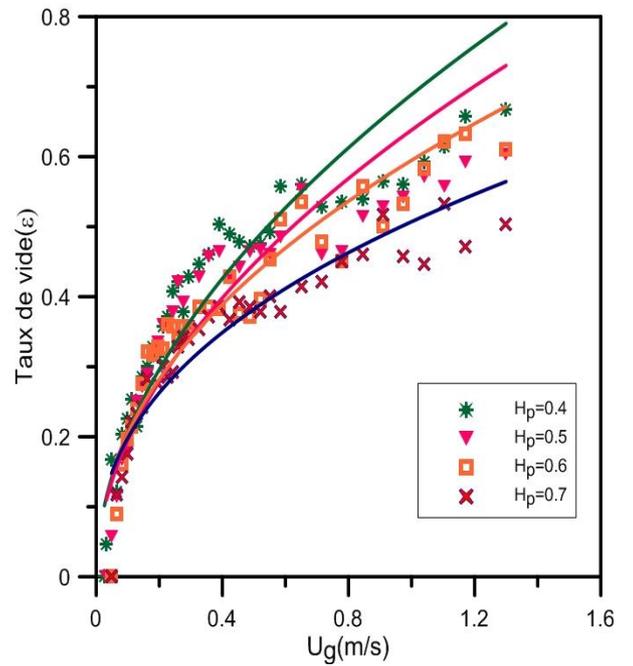


Figure 2 : Evolution du taux de vide en fonction de la vitesse superficielle du gaz pour la glycérine 50%.

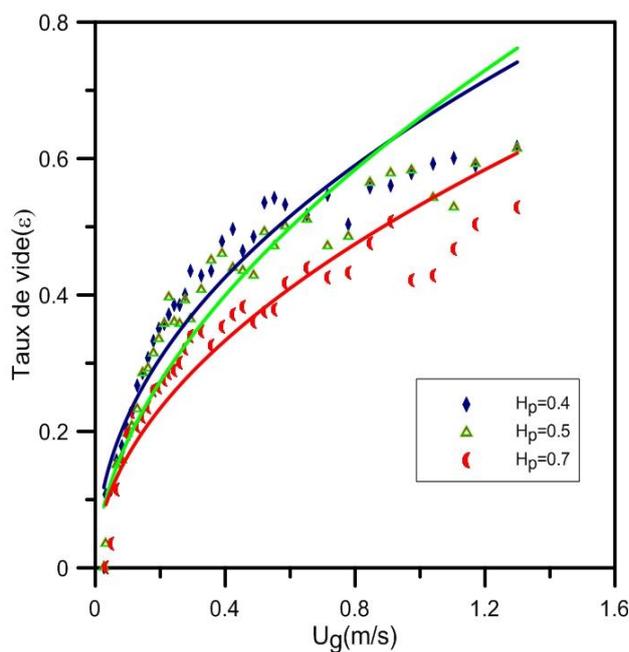


Figure 3 : Evolution du taux de vide en fonction de la vitesse superficielle du gaz pour la CMC 0,8%

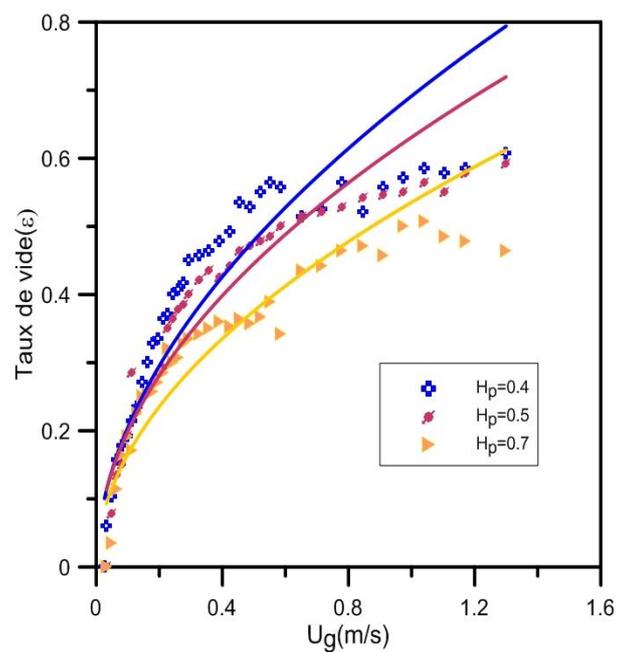


Figure 4 : Evolution du taux de vide en fonction de la vitesse superficielle du gaz pour la CMC 1%

Résumé : Ce travail est consacré à l'étude hydrodynamique d'un système airlift air-eau et air-liquide (avec quelques phases liquide visqueuses). L'étude expérimentale a été menée sur un dispositif pilote composé d'une colonne de 3m de hauteur et de 33mm de diamètre intérieur avec un fonctionnement en boucle externe. La hauteur de plongée a été variée de 0,2 à 0,9. Pour l'ensemble des phases liquides étudiées, il a été procédé à la mesure du débit de la phase liquide, le taux de vide global et les fluctuations de la pression. Ces mesures ont permis le calcul du rendement, l'efficacité, le rapport de glissement et la masse volumique du mélange diphasique. Les résultats ont montré que le débit minimum d'injection n'est pas influencé par la viscosité et que l'instabilité de l'écoulement, le débit de la phase liquide et le rendement sont fonction du débit d'air, de la hauteur de plongée et de la viscosité. La viscosité ne produit aucun effet sur le taux de vide global mais qui est aussi fonction du débit d'air et de la hauteur de plongée. Le rendement se caractérise par un maximum qui se confond avec celui de l'efficacité et qui correspond au minimum du rapport de glissement. Les résultats sont confrontés à quelques travaux de la littérature (modèle à écart de vitesses, corrélation d'Akita et al.(1988), la corrélation de puissance et quelques cartes d'écoulement).

Mots-clés : Système airlift, Ecoulement diphasiques, Viscosité, Taux de vide, Régimes d'écoulement.

Abstract: This work is devoted to study the hydrodynamics of an airlift air-water and air-liquid system (with some other viscous liquid phases). The experiments were conducted using a transparent riser pipe of 3 m length and 33 mm inner diameter with an external loop operating. Submergence ratio was varied from 0.2 to 0.9. For all the studied liquid phases, we measured the flow rate of the liquid phase, the void fraction and pressure fluctuations. These measures were used to calculate efficiency, slip ratio and density. The results showed that the minimum value of air flow rate is not influenced by the viscosity. The instability of the flow and the liquid flow rate are dependent on the viscosity and submergence ratio. But the viscosity has no effect on the mean void fraction which depends on the submergence ratio. Efficiency is characterized by a maximum which corresponds to the maximum effectiveness and minimum slip ratio. The results are compared to some works of literature (drift-flux model, correlation Akita et al.(1988), power law and some two-phase flow regime maps).

Keywords: Airlift system, Two-phase flow, Viscosity, Void fraction, Flow regimes.