

UNIVERSITÉ DU QUÉBEC

MÉMOIRE

PRÉSENTÉ À

L'UNIVERSITÉ DU QUÉBEC À CHICOUTIMI

COMME EXIGENCE PARTIELLE

DE LA MAÎTRISE EN INGÉNIERIE

PAR

DOMINIC TOULOUSE

ÉTUDE EXPÉRIMENTALE DE L'ÉCOULEMENT GAZ-LIQUIDE

DANS UN CANAL OUVERT VERS LE BAS

MAI 2007



Mise en garde/Advice

Afin de rendre accessible au plus grand nombre le résultat des travaux de recherche menés par ses étudiants gradués et dans l'esprit des règles qui régissent le dépôt et la diffusion des mémoires et thèses produits dans cette Institution, **l'Université du Québec à Chicoutimi (UQAC)** est fière de rendre accessible une version complète et gratuite de cette œuvre.

Motivated by a desire to make the results of its graduate students' research accessible to all, and in accordance with the rules governing the acceptance and diffusion of dissertations and theses in this Institution, the **Université du Québec à Chicoutimi (UQAC)** is proud to make a complete version of this work available at no cost to the reader.

L'auteur conserve néanmoins la propriété du droit d'auteur qui protège ce mémoire ou cette thèse. Ni le mémoire ou la thèse ni des extraits substantiels de ceux-ci ne peuvent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

The author retains ownership of the copyright of this dissertation or thesis. Neither the dissertation or thesis, nor substantial extracts from it, may be printed or otherwise reproduced without the author's permission.

RÉSUMÉ

Les travaux présentés ici ont pour objet l'étude fondamentale de l'écoulement gaz-liquide dans un canal ouvert vers le bas. Cette étude permettra de mieux comprendre l'effet des rainures de l'anode sur la cuve d'électrolyse. La complexité du phénomène étudié fait en sorte qu'il est nécessaire d'avoir recours à l'expérimentation en utilisant un modèle à eau de l'écoulement dans un canal ouvert. Ces expériences permettent tout d'abord de décrire en détail la morphologie de l'écoulement. Comme il a déjà été observé dans d'autres écoulements gaz-liquides, différents régimes d'écoulement sont répertoriés pour le canal ouvert vers le bas. La mesure de différentes variables dans l'écoulement notamment la fraction volumique des phases, la taille des bulles, de même que la vitesse des bulles et du liquide permet de mieux comprendre les régimes d'écoulement et les transitions et permettra l'élaboration et la validation d'un modèle mathématique de l'écoulement dans la rainure. En plus de s'intéresser à l'écoulement dans un canal ouvert vers le bas, les travaux réalisés ont permis d'étudier l'effet de cet écoulement sur la couche de bulles sous l'anode. Grâce à l'expérimentation sur un modèle à eau, les variables comme le taux de couverture par le gaz ou la distribution de la taille des bulles ont pu être mesurées sur une anode rainurée ou non.

Des techniques non intrusives basées sur l'analyse d'image ont permis de recueillir toutes les données nécessaires sur l'écoulement. Les caractéristiques précises de l'écoulement étudié ainsi que la nature des mesures devant être effectuées ont rendu nécessaire le développement d'outils d'analyse d'image spécifiquement pour l'étude de l'écoulement dans la rainure. Ces outils utilisent les principes fondamentaux de traitement et d'analyse des images et peuvent être utilisés à la fois pour un écoulement confiné entre deux plaques ou le mouvement des bulles sous une surface.

REMERCIEMENTS

Je tiens à remercier sincèrement monsieur Laszlo Kiss, mon directeur de mémoire, pour l'aide précieuse qu'il m'a accordée à toutes les étapes de ce projet. C'est grâce à son immense savoir et à son esprit d'analyse qu'il m'a été possible de mener à bien cette recherche. Ces années d'étude m'auront donné la chance de travailler avec quelqu'un qui est non seulement un grand scientifique, mais également un grand homme.

Je souhaite également remercier les autres étudiants du CURAL que j'ai eu la chance de côtoyer durant ces années de même que les professeurs et le personnel de l'Université du Québec à Chicoutimi pour leur aide et leur appui.

Jamais cette recherche n'aurait pu être réalisée sans aide financière. Je remercie le CRSNG pour l'octroi d'une bourse d'excellence de deuxième cycle. Je remercie également la compagnie Alcan pour le financement accordé à mon groupe de recherche.

Finalement, je souhaite remercier Sabrina sur qui j'ai toujours pu compter, de même que ma famille et mes amis sans qui je n'aurais pas eu la force de traverser cette étape.

TABLE DES MATIÈRES

RÉSUMÉ	ii
REMERCIEMENTS.....	iii
TABLE DES MATIÈRES	iv
LISTE DES FIGURES	vi
LISTE DES TABLEAUX	ix
NOMENCLATURE	x
CHAPITRE 1 INTRODUCTION	1
1.1. Mise en contexte	1
1.2. Objectifs.....	4
1.3. Méthodologie	5
CHAPITRE 2 DESCRIPTION DE LA PROBLÉMATIQUE	8
2.1. Caractéristiques générales de l'écoulement dans la rainure	9
2.2. Descriptions mathématiques	10
2.2.1. Variables de l'écoulement gaz-liquide	11
2.2.2. Différents modèles de l'écoulement gaz-liquide	12
2.2.3. Description du modèle "two fluid"	14
2.3. Régimes d'écoulement et transitions	17
2.3.1. Régimes de l'écoulement gaz-liquide.....	17
2.3.2. Régimes de l'écoulement dans une conduite circulaire.....	17
2.3.3. Régimes de l'écoulement dans une conduite rectangulaire	21
2.3.4. Régimes et aspect de l'écoulement dans une colonne de bulles.....	24
2.3.5. Résumé.....	30
2.4. Description du montage expérimental	33
2.5. Étude des bulles sous l'anode	37
2.6. Morphologie de l'écoulement dans le canal	39
2.7. Analyse des techniques de mesure.....	44
2.7.1. Mesure de la fraction de gaz dans l'écoulement.....	45
2.7.2. Mesure du diamètre équivalent des bulles dans l'écoulement.....	50
2.7.3. Mesure de la vitesse des phases	54
2.7.4. Résumé des méthodes de mesure utilisées	59

CHAPITRE 3 MESURE DES VARIABLES PAR ANALYSE D'IMAGE	61
3.1. Outils d'analyse développés pour les images de la caméra haute vitesse	61
3.1.1. Opérations mathématiques sur les images	62
3.1.2. Algorithme de reconnaissance des bulles dans la rainure	74
3.1.3. Analyse du profil des bulles dans la rainure	78
3.1.4. Analyse statistique du déplacement des bulles (PTV)	82
3.1.5. Algorithme de reconnaissance des bulles sous la surface	86
3.2. Estimation de la précision des mesures par analyse d'image	90
3.2.1. Erreur due à la numérisation pour l'évaluation de l'aire d'un objet	93
3.2.2. Précision de la mesure de la fraction de gaz dans la rainure :	96
3.2.3. Précision de la mesure du diamètre des bulles	98
3.2.4. Précision de la mesure de la vitesse des bulles	100
3.3. Système PIV utilisé pour les vitesses dans le liquide	102
3.3.1. Description du système utilisé	102
3.3.2. Traitement mathématique des images	105
CHAPITRE 4 RÉSULTATS ET DISCUSSION	107
4.1. Résultats obtenus avec le modèle représentant les bulles sous l'anode	107
4.1.1. Description générale du simulateur	108
4.1.2. Validation du simulateur	110
4.1.3. Taux de couverture sous l'anode	115
4.1.4. Taille des bulles	118
4.2. Morphologie de l'écoulement dans la rainure	124
4.2.1. Observations macroscopiques	124
4.2.2. Diagramme des régimes d'écoulements	131
4.2.3. Mesures de la fraction de gaz dans le canal	135
4.2.4. Mesures de la taille des bulles	146
4.2.5. Mesure du champ de vitesse dans la phase liquide	149
4.2.6. Mesures de la vitesse des bulles	153
4.2.7. Estimation du débit de liquide entraîné	166
CHAPITRE 5 CONCLUSION	173
RECOMMANDATIONS	182
RÉFÉRENCES	184
Annexe 1 : Analyse dimensionnelle	187
Annexe 2 : Calcul du débit de liquide entrant dans la rainure	191

LISTE DES FIGURES

Figure 1-1: Couche de bulles dans la cuve Hall-Héroult.....	2
Figure 1-2: Écoulement dans un canal ouvert vers le bas.....	3
Figure 2-1: Modèles de l'écoulement à plusieurs phases (Kleinstreuer, 2003).....	14
Figure 2-2 : Régimes d'écoulements dans les conduites circulaires (Tong, 1997)	18
Figure 2-3 : Diagrammes des régimes d'écoulement dans des conduites circulaires en fonction des vitesses superficielles (Kleinstreuer 2003).....	20
Figure 2-4: Aspect typique de la distribution radiale de la fraction de gaz et du patron d'écoulement du liquide dans une colonne de bulle en régime hétérogène (Joshi 2002)	25
Figure 2-5: Schéma global du montage expérimental (dimensions en mm)	34
Figure 2-6 : Schéma du corps partiellement immergé (dimensions en mm).....	34
Figure 2-7 : Photo du montage expérimental.....	36
Figure 2-8 : Schéma de montage pour l'étude des bulles sous l'anode	38
Figure 2-9 : Schéma de montage pour l'étude de la morphologie dans le canal	40
Figure 3-1: représentation matricielle d'une image en tons de gris.....	64
Figure 3-2: Voisins d'un pixel pour différentes connectivités	65
Figure 3-3: Représentation d'une image comme une fonction dans l'espace	66
Figure 3-4: Transformation pixel par pixel pour augmentation du contraste	68
Figure 3-5 : Sélection du seuil par analyse de l'histogramme de l'image	69
Figure 3-6: Application d'un filtre moyen sur une image	72
Figure 3-7 : Application d'un filtre pour augmenter le contraste	75
Figure 3-8 : Remplissage des contours et étiquetage des objets.....	76
Figure 3-9 : procédure de reconnaissance des bulles dans la rainure	78
Figure 3-10 : Évaluation du facteur de forme des bulles.....	80
Figure 3-11 : Résultats de l'évaluation du facteur de forme pour la rainure d'une épaisseur de 1 cm.....	81
Figure 3-12 : Procédure de calcul de la fraction de gaz instantanée.....	82
Figure 3-13 : Caractéristiques des images des bulles sous la surface.....	86
Figure 3-14 : Détection du contour des bulles sous la surface à partir d'un point intérieur.	89
Figure 3-15 : Procédure de reconnaissance des bulles sous la surface	90
Figure 3-16 : a) précision dans la mesure de l'extrémité d'un segment, b) pixels frontières lors de la numérisation d'une image d'un objet 2D	94
Figure 3-17 : Synchronisation du laser et de la caméra pour différents types d'analyse PIV	104
Figure 3-18 : a) images originales b) résultat de l'application de la corrélation	106
Figure 4-1 : Division de la semelle de l'anode pour l'analyse d'image (cas de l'anode non rainurée).....	112
Figure 4-2 : Fluctuation du taux de couverture pour le cas sans rainure avec une pente de 1 degré a) modèle à eau, b) simulateur de la couche de gaz.....	114
Figure 4-3 : Image représentant les bulles sous l'anode cas sans rainure $\theta = 1$ degré a) modèle à eau, b) simulateur de la couche de gaz.....	115

Figure 4-4 : Variation du taux de couverture mesurée sur le modèle à eau.	116
Figure 4-5 : Terrain de chasse de la rainure.....	118
Figure 4-6 : Distribution de la taille des bulles a) modèle à eau sans rainure $\theta = 1^\circ$ b) anode réelle modélisée numériquement avec le simulateur	120
Figure 4-7 : Effet de la rainure sur la distribution de la taille des bulles.....	121
Figure 4-8 : Effet de la pente sur la distribution de la taille des bulles	121
Figure 4-9 : Fraction de l'aire occupée par les différentes classes de bulles pour le cas de l'anode horizontale sans rainure	122
Figure 4-10 : Fraction de l'aire occupée par les différentes classes de bulles pour le cas de l'anode horizontale avec rainure.....	123
Figure 4-11 : Régime d'écoulement en bulles dispersées ($U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$).....	126
Figure 4-12 : Image PIV de l'écoulement en bulles dispersées ($U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$).....	126
Figure 4-13 : Bulles s'élevant en groupe ($U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$)	128
Figure 4-14 : Image trace de l'écoulement hétérogène ($U_{gs} = 4.4 \text{ cm/s}$).....	129
Figure 4-15 : Larges poches de gaz dans l'écoulement ($U_{gs} = 13 \text{ cm/s}$)	129
Figure 4-16 : Phases du régime fluctuant a) Remplissage de la rainure par le gaz, b) évacuation du gaz et entrée du liquide par le bas	131
Figure 4-17 : Carte du régime d'écoulement dans la rainure	134
Figure 4-18 : Fraction de gaz moyenne dans la rainure pour différentes vitesses superficielles de gaz (épaisseur de canal $b = 0.5 \text{ cm}$).....	136
Figure 4-19 : Fraction de gaz moyenne dans la rainure pour différentes vitesses superficielles de gaz (épaisseur de canal $b = 1 \text{ cm}$).....	136
Figure 4-20 : Variance de la fraction de gaz en fonction de U_{gs} pour $b = 0.5 \text{ cm}$ et $b = 1 \text{ cm}$	138
Figure 4-21 : Fraction de gaz moyenne en fonction de U_{gs} pour les deux épaisseurs analysées	139
Figure 4-22 : Comparaison des valeurs avec celles provenant des colonnes de bulles	142
Figure 4-23 : Distribution spatiale de la fraction de gaz moyenne dans la rainure ayant une épaisseur.....	143
Figure 4-24 : Distribution spatiale de la fraction de gaz moyenne dans la rainure ayant une épaisseur.....	144
Figure 4-25 : Distribution de la fraction de gaz moyenne selon la position horizontale....	145
Figure 4-26 : Distribution de la taille des bulles à $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$	147
Figure 4-27 : Distribution de la taille des bulles à $U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$	148
Figure 4-28 : Distribution de la vitesse moyenne dans le liquide $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$	150
Figure 4-29 : Distribution de la vitesse moyenne dans le liquide $U_{gs} = 2.22 \text{ cm/s}$	150
Figure 4-30 : Distribution de la vitesse ascensionnelle des bulles à $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$	154
Figure 4-31 : Distribution de la vitesse ascensionnelle des bulles à $U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$	155
Figure 4-32 : Vitesse ascensionnelle moyenne des bulles par rapport au liquide	162
Figure 4-33 : Vitesse ascensionnelle moyenne des bulles détectées selon leur position verticale y	163
Figure 4-34 : Vitesses des bulles à un instant donné pour $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$	165
Figure 4-35 : Vitesses des bulles à un instant donné pour $U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$	166
Figure 4-36 : Estimation du débit entrant dans la rainure.....	167

Figure 4-37 : Vitesse superficielle du liquide fonction de celle du gaz.....	169
Figure 4-38 : Estimation du débit sortant pas le côté	170
Figure 4-39 : Profil de vitesse moyen dans le côté de la rainure pour $U_{gs} = 0.56$ cm/s.....	170
Figure 4-40 : Profil de vitesse moyen dans le côté de la rainure pour $U_{gs} = 1.1$ cm/s.....	171
Figure 4-41 : Profil de vitesse moyen dans le côté de la rainure pour $U_{gs} = 2.2$ cm/s.....	171
Figure A1-1 : Modèle à eau utilisé pour les expériences	187
Figure A2-1: Vitesse dans le liquide au niveau du plan défini	191
Figure A2-5 : Profil de vitesse entre 2 plaques parallèles	193
Figure A2-6 : Estimation du débit de liquide pour un élément	194

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2-1: Combinaisons de paramètres pour l'étude de la morphologie dans le canal...	41
Tableau 3-1: Précision de la mesure de la fraction de gaz (images locales)	96
Tableau 3-2: Précision de la mesure de la fraction de gaz (images globales)	97
Tableau 3-3 : Erreur de numérisation sur le diamètre équivalent d'une bulle.....	99
Tableau 3-4 : Erreur de numérisation sur la vitesse d'une bulle	101
Tableau 4-1: Taux de couverture moyen pour le simulateur et pour le modèle dans a zone B	112
Tableau 4-2 : Vitesse ascensionnelle moyenne du liquide mesurée en cm/s dans les différentes zones pour $U_{gs} = 0.56$ cm/s.....	160
Tableau 4-3 : Vitesse ascensionnelle moyenne du liquide mesurée en cm/s dans les différentes zones pour $U_{gs} = 2.2$ cm/s.....	161
Tableau 4-4 : Débit de liquide total entrant dans la rainure et en sortant, estimé d'après les mesures PIV dans le bas et dans le côté.....	172

NOMENCLATURE

Lettres latines

<i>A</i>	Surface	[m ²]
<i>b</i>	Épaisseur de la rainure	[m]
<i>C</i>	Facteur de forme	-
<i>d</i>	Hauteur du modèle	[m]
<i>g</i>	Constante gravitationnelle	[m/s ²]
<i>h</i>	Hauteur de la rainure	[m]
<i>l</i>	Largeur du modèle	[m]
<i>L</i>	Longueur du modèle	[m]
<i>m</i>	Seuil d'intensité	-
<i>Q</i>	Débit volumique	[m ³ /s]
<i>U</i>	Vitesse	[m/s]
<i>V</i>	Vitesse	[m/s]
\forall	Volume	[m ³]
<i>w</i>	Profondeur du modèle	[m]
<i>x</i>	Coordonnée horizontale normalisée	-
<i>X</i>	Coordonnée horizontale	[m]
<i>y</i>	Coordonnée verticale normalisée	-
<i>Y</i>	Coordonnée verticale	[m]

Lettres grecques

α	Fraction volumique	-
β	Inclinaison des plaques	[rad]
θ	Inclinaison du modèle	[rad]
μ	Viscosité	[kg/m s]
ρ	Densité	[kg/m ³]
σ	Tension superficielle	[kg/s ²]

Indices

<i>g</i>	Phase gazeuse
<i>l</i>	Phase liquide
<i>s</i>	Variable superficielle

Nombres adimensionnels

Re	Nombre de Reynolds
Fr	Nombre de Froude
We	Nombre de Weber

CHAPITRE 1

INTRODUCTION

1.1. Mise en contexte

Lors de la réaction ayant lieu dans les cuves d'électrolyse d'aluminium, la génération de métal à la cathode s'accompagne d'une génération de bulles, formées majoritairement de dioxyde de carbone, sous l'anode. Ces bulles forment une couche fluctuante sous l'anode, voir Figure 1-1, et jouent un rôle important dans la dynamique de la cuve d'électrolyse puisqu'elles représentent à la fois une source de quantité de mouvement pour le bain et une résistance au passage du courant électrique. Il est ainsi noté que:

- *Le mouvement des bulles sous l'anode favorise la circulation du bain d'électrolyte. Une plus grande circulation permet une meilleure distribution de l'alumine en solution et également une distribution plus uniforme de la chaleur.*
- *La présence de bulles qui recouvrent une partie de la semelle anodique introduit une résistance électrique supplémentaire dans la cuve d'électrolyse. L'aire efficace de l'anode est réduite et la densité de courant augmente dans les zones où le bain est en contact avec l'anode. La caractéristique périodique de l'évacuation des bulles cause une fluctuation du voltage de la cuve.*

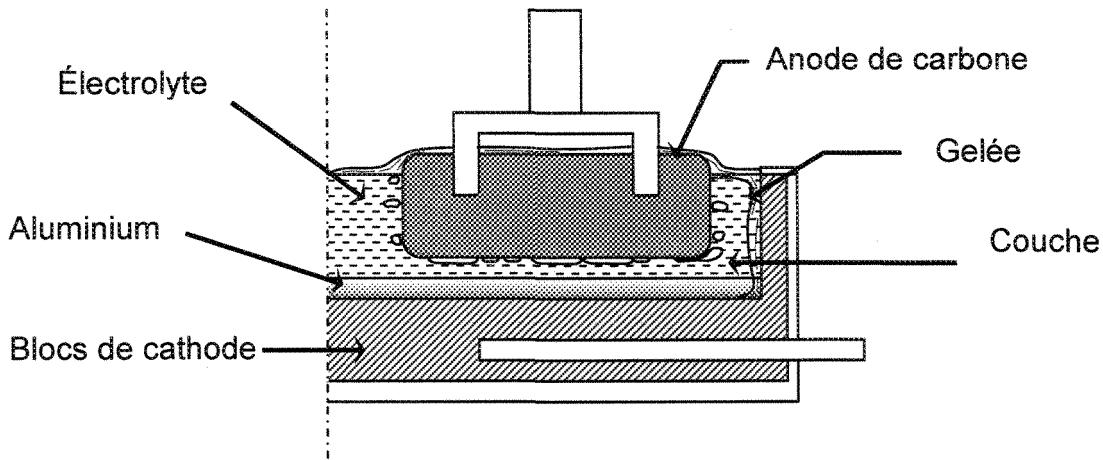


Figure 1-1: Couche de bulles dans la cuve Hall-Héroult

Puisque la présence de gaz a pour effet de réduire l'aire efficace de l'anode, c'est-à-dire la surface disponible au courant électrique, il est avantageux de réduire la fraction de la semelle anodique recouverte par les bulles, appelée le taux de couverture. Étant donné qu'il est impossible de réduire la quantité de gaz générée puisque celle-ci est directement liée à la quantité de métal produit, la seule solution pour réduire le taux de couverture est d'améliorer l'évacuation du gaz. Il a été observé que le fait de pratiquer des rainures dans la semelle anodique permettait de diminuer le taux de couverture en améliorant l'évacuation du gaz.

Sous l'effet de la poussée d'Archimède, les bulles se trouvant initialement sous la semelle de l'anode, à quelques centimètres sous la surface du liquide, vont s'engouffrer dans la rainure et s'élever vers la surface. Lors de leur ascension dans l'étroit canal, les bulles entraînent une certaine quantité de liquide par friction. Étant donné que la partie

supérieure du canal est située sous la surface libre, le gaz atteignant cette partie cherchera à s'échapper vers les côtés. L'écoulement dans le haut de la rainure est ainsi horizontal. La figure suivante illustre l'écoulement dans un canal ouvert vers le bas.

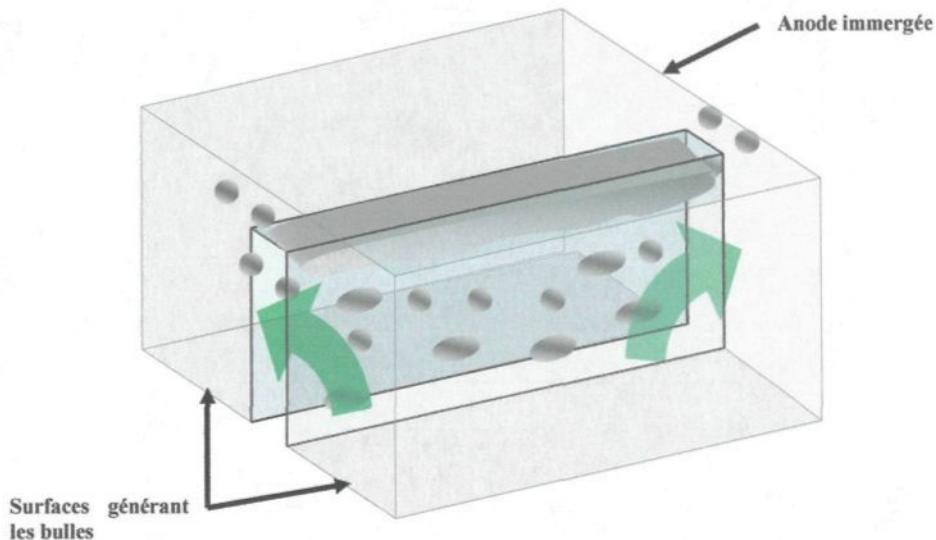


Figure 1-2: Écoulement dans un canal ouvert vers le bas

S'il est connu que les rainures ont pour effet d'améliorer l'évacuation du gaz de sous la surface de l'anode, la dynamique de l'écoulement dans le canal ouvert n'a cependant jamais été étudiée en détail. De fait, plusieurs questions n'ont pas encore trouvé de réponses, par exemple :

- *Comment l'écoulement dans la rainure affecte-t-il l'écoulement de la couche gazeuse sous l'anode?*
- *Quelle est la disposition optimale des rainures (nombre, taille, orientation) qui aura le meilleur effet sur le taux de couverture?*

1.2. Objectifs

De manière générale, le présent projet de recherche vise à développer une certaine compréhension physique du problème de l'écoulement gaz-liquide dans un canal ouvert vers le bas. Cette compréhension de base permettra d'évaluer de façon qualitative le rôle joué par les rainures de l'anode dans la réduction du taux de couverture. La description des caractéristiques physiques de l'écoulement dans la rainure incluant les différents régimes d'écoulement permettra de cerner les forces dominantes et ouvrira la voie à l'élaboration d'une représentation mathématique de l'écoulement. Pour être en mesure de quantifier les phénomènes observés, des mesures sur les modèles devront être réalisées. En plus de permettre de décrire les tendances de l'écoulement dans la rainure en fonction de divers paramètres, ces mesures pourront être utilisées pour valider un éventuel modèle mathématique de l'écoulement dans la rainure. En plus de s'intéresser d'une manière fondamentale à la description de l'écoulement gaz-liquide dans un canal ouvert vers le bas, les présents travaux s'intéressent à décrire l'interaction entre cet écoulement et la couche de bulles sous l'anode. Ces observations et mesures permettront une amélioration directe du simulateur de la couche de bulles existant. Ce simulateur est un modèle mathématique récemment développé (Poncsák, 2000) pour prédire le taux de couverture sous l'anode en fonction de divers paramètres dont la géométrie et la présence ou non de rainures. Une présentation plus détaillée de ce modèle est faite à la section 4.1.1. Les objectifs concrets du projet de recherche peuvent ainsi être énoncés de la façon suivante :

- *Observer et expliquer les caractéristiques hydrodynamiques macroscopiques d'un l'écoulement gaz-liquide dans un canal à quasi deux dimensions, ouvert vers le bas.*
- *Caractériser si nécessaire les régimes d'écoulement et localiser les transitions entre ces régimes en fonction de la géométrie du canal ouvert et de la quantité de gaz y entrant.*
- *Comprendre l'effet de la rainure et de l'écoulement à l'intérieur de celle-ci sur la dynamique de la couche de bulles sous l'anode.*
- *Mesurer certaines variables dans le but d'améliorer la représentation de la rainure existante dans le simulateur de la couche de bulles sous l'anode et de valider un éventuel modèle mathématique de l'écoulement dans la rainure.*

1.3. Méthodologie

Pour réaliser les objectifs du présent projet de recherche, une certaine division du problème est effectuée. La première partie du problème consiste à étudier la couche de bulles sous l'anode rainurée. Cette étude permettra de mieux comprendre les interactions entre la couche de bulles et l'écoulement dans le canal. La mesure de certaines variables, notamment le taux de couverture sous la surface, permettra de comparer différentes configurations. Ces mesures pourront également être comparées au modèle mathématique déjà développé pour la couche de bulles sous l'anode. Pour cette partie du projet, les expériences seront réalisées sur un modèle à eau. Ce modèle permet de représenter une

anode rainurée ou pleine et d'ajuster le taux de génération du gaz. Les mesures effectuées sur ce modèle utiliseront également l'analyse d'image. En raison des particularités du modèle physique, des algorithmes d'analyses d'images développés pour l'étude de la morphologie de l'écoulement dans le canal devront être adaptés.

La seconde et principale partie du travail réalisé consiste en l'étude de l'écoulement gaz-liquide entraîné par la poussée d'Archimède dans un canal ouvert vers le bas. Ainsi, sans considérer les interactions avec la couche de bulles sous l'anode, la morphologie de l'écoulement dans une rainure sera décrite en fonction de la géométrie du canal et de la quantité de gaz y entrant. Une revue de la représentation mathématique de l'écoulement gaz-liquide sera d'abord réalisée. Cette revue permettra de mettre l'emphase sur le fait que toute description mathématique de l'écoulement dans la rainure doit être appuyée par l'expérimentation en raison des nombreuses possibilités d'arrangement de l'interface entre les phases, aussi appelés, régimes d'écoulement. Le canal ouvert vers le bas comporte plusieurs similitudes avec l'écoulement dans une colonne de bulles et de nombreuses publications ont été réalisées sur ce sujet. La revue de ces publications permettra de connaître les différents régimes d'écoulements présents dans une colonne de bulles. Les régimes trouvés pour l'écoulement dans la rainure pourront ainsi être comparés à ceux présents dans une colonne de bulles. Puisque l'expérimentation est nécessaire, un modèle à eau du canal ouvert vers le bas, permettant de faire varier la géométrie et le débit de gaz sera réalisé. Ce modèle permettra une observation facile de l'écoulement et rendra possible la mesure de plusieurs variables. La revue des différentes techniques de mesure en

écoulement gaz-liquide permettra de reconnaître la prédominance accordée aux mesures par analyse d'image. Toutes les mesures effectuées sur le modèle dans le cadre du présent projet utiliseront cette technique. Ceci demandera l'utilisation d'appareils et de logiciels sophistiqués ainsi que le développement d'algorithmes d'analyse d'image spécifiques à l'étude de l'écoulement dans le canal ouvert.

CHAPITRE 2

DESCRIPTION DE LA PROBLÉMATIQUE

L'écoulement gaz-liquide est un problème complexe sur lequel de nombreux chercheurs se sont penchés au cours des cinquante dernières années. Il trouve des applications dans tous les domaines du génie, de l'industrie pétrochimique à l'industrie nucléaire en passant par le domaine biomédical. Certains ouvrages de référence se sont attardés à traiter l'écoulement gaz-liquide de façon générale (Hetsroni 1982), (Kleinstreuer 2003). L'idée principale se dégageant de ces ouvrages est que l'écoulement gaz-liquide est un problème très complexe. La presque totalité des phénomènes impliquant un gaz et un liquide est aléatoire, à cause de nombres de Reynolds élevés ou à cause des instabilités introduites par l'interaction entre phases. L'étude d'un écoulement gaz-liquide implique à la fois toutes les difficultés associées à un écoulement à une seule phase tel que les fluctuations turbulentes, en ajoutant des possibilités infinies de disposition de l'interface entre les deux phases. L'étude d'un phénomène gaz-liquide particulier comme celle de l'écoulement dans un canal ouvert vers le bas doit donc être réalisée de façon méthodique pour être en mesure de fournir des connaissances valables malgré la complexité du phénomène.

La section suivante décrit brièvement les caractéristiques générales de l'écoulement étudié. La revue des différents modèles mathématiques décrivant l'écoulement gaz-liquide est présentée à la section 2.2. Ceci permet de mettre en évidence le fait qu'une description mathématique complète du phénomène en vue de sa simulation requiert l'ajout de plusieurs lois constitutives. L'énoncé de ces lois demande à son tour une certaine connaissance du problème, par exemple au niveau du schéma de distribution de l'interface appelé le régime de l'écoulement.

Le régime de l'écoulement est un aspect particulier du problème de l'écoulement gaz-liquide. De nombreuses études expérimentales se sont intéressées aux régimes d'écoulement gaz-liquide dans des géométries possédant certaines similitudes avec le canal ouvert. La revue de ces travaux est présentée à la section 2.3. La connaissance du régime qu'adoptera un écoulement en fonction des divers paramètres d'entrée est nécessaire à toute analyse plus poussée. Cette connaissance, pour un écoulement particulier, doit généralement être acquise par l'expérimentation.

2.1. Caractéristiques générales de l'écoulement dans la rainure

La plus grande partie du travail effectué dans le cadre de ce projet de recherche consiste à étudier de façon fondamentale l'écoulement gaz-liquide dans un canal ouvert vers le bas. Les caractéristiques de cet écoulement sont très similaires à celles d'une colonne de bulles en 2D. Tout d'abord, la source de quantité de mouvement de

l'écoulement est la poussée d'Archimède qui s'applique sur les bulles. Ainsi, lorsqu'elles entrent dans le bas de la rainure, ces bulles ou le liquide qu'elles remplacent peuvent être vues comme possédant une énergie potentielle qui sera transformée lors de leur montée dans le canal. La majeure partie de cette quantité de mouvement sera directement transférée au liquide environnant par la force de traînée. Une différence majeure avec une colonne de bulle en 2D est que, dans la rainure, le liquide peut entrer et sortir par les ouvertures du bas et des côtés. Dans la cuve, l'écoulement est couplé avec la couche de bulles sous l'anode et avec les canaux latéraux. Il est possible de rencontrer des patrons d'écoulement différents de ceux présents dans une colonne de bulles en 2D où la totalité du liquide est conservée.

2.2. Descriptions mathématiques

Cette section présente un résumé des différents moyens utilisés par les chercheurs pour représenter mathématiquement l'écoulement gaz-liquide. Le modèle appelé “two fluid model”, le plus général permettant de décrire ce type de phénomène y est décrit un peu plus longuement. Les objectifs de cette analyse sont de définir les variables qui seront utilisées dans le présent ouvrage ainsi que de mettre en lumière les principales difficultés reliées à l'implantation d'une description mathématique d'un écoulement gaz-liquide.

2.2.1. Variables de l'écoulement gaz-liquide

Les différentes descriptions mathématiques de l'écoulement gaz-liquide de même que les mesures expérimentales nécessitent l'introduction de certains paramètres propres à ce type de problèmes.

Supposant l'écoulement cocourant d'un gaz et d'un liquide dans une conduite quelconque. Sans spécifier le régime de l'écoulement, certains paramètres peuvent être définis. La fraction volumique du gaz se définit de la façon suivante :

$$\alpha_g = \lim_{\delta V \rightarrow \delta V'} \frac{\delta V_g}{\delta V} \quad (2-1)$$

Où δV représente le volume total considéré qui tend vers $\delta V'$, un volume très petit respectant l'hypothèse d'un milieu continu. La fraction volumique du gaz, aussi appelée fraction de vide est un paramètre très important d'un écoulement gaz-liquide. Pour une position dans l'espace et un temps donné, α_g prendra une valeur de zéro ou un selon que le point défini appartient à la phase liquide ou gaz à ce moment. Le plus souvent, c'est l'intégration de cette quantité soit dans l'espace, comme lorsqu'on exprime la fraction de gaz instantanée dans la rainure, ou dans le temps, lorsqu'on s'intéresse à la distribution spatiale de la fraction de gaz qui sera la plus utile.

La fraction volumique du liquide s'exprimera de façon similaire à la fraction volumique de gaz et la somme de ces deux quantités sera évidemment égale à l'unité.

$$\alpha_l = \lim_{\delta V \rightarrow \delta V'} \frac{\delta V_l}{\delta V} \text{ et } \alpha_g + \alpha_l = 1 \quad (2-2)$$

Pour un conduit donné, les vitesses superficielles du gaz et du liquide seront décrites par les expressions suivantes, respectivement :

$$U_{g,s} = \frac{Q_g}{A} \text{ et } U_{l,s} = \frac{Q_l}{A} \quad (2-3)$$

Où Q est le débit volumique de chaque phase en m^3/s alors que A est la surface à travers laquelle passe l'écoulement. La vitesse moyenne de chaque phase peut être exprimée à l'aide des deux quantités définies précédemment :

$$U_g = \frac{U_{g,s}}{\alpha_g} \text{ et } U_l = \frac{U_{l,s}}{\alpha_l} \quad (2-4)$$

2.2.2. Différents modèles de l'écoulement gaz-liquide

Différentes approches peuvent être adoptées pour décrire un écoulement gaz-liquide. Le choix d'un modèle est fait en fonction des caractéristiques de l'écoulement ainsi que des moyens disponibles. Deux grands types de modèles mathématiques de l'écoulement gaz-liquide sont distingués, les modèles d'écoulement quasi homogène et les modèles d'écoulement séparé. Les modèles d'écoulements quasi homogènes sont parfois aussi appelés modèles de mélange. Il s'agit du type de modèle le plus simple où l'on suppose que les phases sont si bien mélangées qu'elles se comportent approximativement comme un écoulement à une seule phase. Ces modèles sont donc similaires aux modèles de

l'écoulement d'un seul fluide excepté que les propriétés de ce fluide sont une moyenne des propriétés des phases en présence. Toutes les phases partagent ainsi les mêmes champs de vitesse et de température, les taux de transfert de chaleur et de quantité de mouvement entre les phases sont supposés infinis. Ce type de modèle peut bien s'appliquer dans le cas où la phase dispersée est présente en gouttelettes ou en bulles et où l'influence des forces visqueuses est nettement dominante sur celle des forces de corps ou d'inertie.

Les modèles d'écoulements séparés sont plus complexes que les précédents puisque chaque fluide possède son propre champ de vitesse et de température. Il est donc nécessaire de considérer l'interaction des phases en présence à travers l'interface les séparant. Parmi les modèles d'écoulements séparés, deux grands types sont distingués. Certains modèles qui s'appliquent au cas de particules (gouttelettes, bulles ou solides) dispersées dans un fluide porteur, traitent les interactions entre les phases de façon discrète. Les particules de la phase dispersée sont alors décrites d'un point de vue Lagrangien alors que le fluide porteur l'est d'un point de vue Eulérien. C'est pourquoi ces modèles sont appelés Euler-Lagrange ou encore "Particle tracking". D'autres modèles traitent les deux fluides de la même façon, d'un point de vue Eulérien. Ces modèles considèrent alors les deux fluides comme des continuum interpenetrant. Le modèle appelé "two-fluid" est un modèle Euler-Euler qui constitue la façon la plus générale, mais également la plus complexe de décrire un écoulement à plusieurs phases.

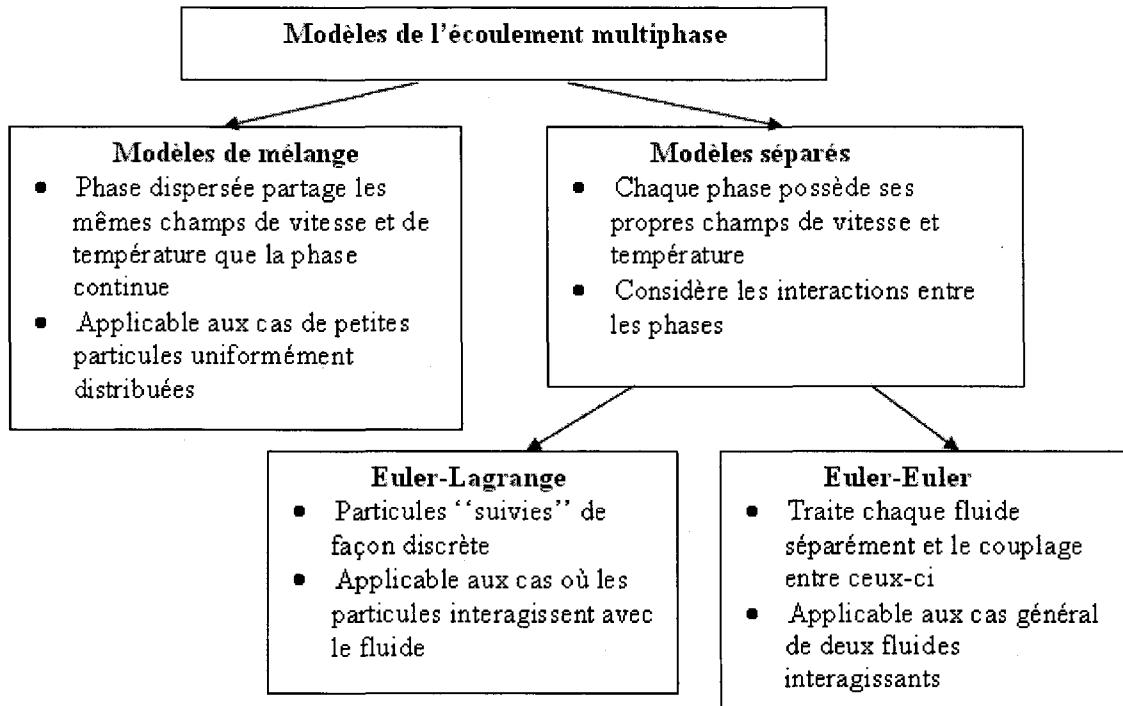


Figure 2-1: Modèles de l'écoulement à plusieurs phases (Kleinstreuer, 2003)

2.2.3. Description du modèle “two fluid”

Le modèle “two-fluid” est qualifié de modèle d’écoulement séparé, c'est-à-dire que deux systèmes d'équations aux dérivées partielles distincts sont utilisés pour décrire l'écoulement. Ce modèle est le plus complexe et il est typiquement utilisé dans le cas où l'écoulement à l'étude ne peut être correctement représenté par un modèle de type mélange ou un modèle séparé de type Euler-Lagrange. Le modèle repose sur six équations de conservation, c'est-à-dire des équations pour la masse, la quantité de mouvement et l'énergie de chaque phase. Ces équations sont similaires à celles pour le cas à une seule

phase, mais il y a présence de deux systèmes, chacun valide à l'intérieur d'une phase. Ces équations sont appelées les équations de phase locales instantanées (Kleinstreuer, 2003). Le modèle doit inclure trois équations supplémentaires qui s'appliqueront aux interfaces entre les phases, ces équations sont appelées conditions de couplage. Le modèle “two fluid” repose ainsi sur neuf équations locales instantanées qui sont fournies par exemple dans (Hetsroni, 1982).

L'utilisation directe des équations locales instantanées soulèverait de très nombreuses difficultés. En effet, l'application des termes de transfert entre les phases et des conditions limites demanderait de connaître en tout temps la position de chaque interface entre les phases et d'être en mesure de prédire toutes les déformations possibles de ces interfaces. Pour la plupart des systèmes réels, un tel calcul est absolument impossible. Une solution utilisée consiste à effectuer une moyenne d'ensemble des équations locales instantanées. Il est ainsi possible d'obtenir un système d'équations qui décrit la dynamique moyenne de chaque phase sans décrire les interactions microscopiques à l'interface. Ce processus de passage à la moyenne a pour effet une certaine perte d'information. Cette information doit être récupérée par l'introduction de lois constitutives qui considèrent l'effet des fluctuations microscopiques sur le mouvement moyen. Cette situation est similaire à l'application de la moyenne aux équations de Navier-Stokes dans le cas à une seule phase qui fait apparaître les contraintes de Reynolds. Les contraintes de Reynolds représentent ainsi l'effet des fluctuations de vitesses sur le mouvement moyen. Le système constitué par les équations

moyennes de conservation de masse et de quantité de mouvement ainsi que des conditions de saut contient un nombre d'inconnues beaucoup plus grand que le nombre d'équations. Le système doit être fermé par l'introduction des équations d'états, des conditions limites de même que des lois constitutives. Ces dernières sont très importantes dans tous les écoulements. Dans le cas d'écoulement à une seule phase, les équations constitutives permettent de décrire les interactions entre les éléments de fluide à l'intérieur de la phase tel qu'exprimé par le tenseur des contraintes visqueuses et le tenseur des contraintes de Reynolds. Dans le cas gaz-liquide, ces équations devront en plus décrire les interactions entre les phases.

Le développement de ces lois constitutives est le principal défi impliqué dans l'utilisation du modèle “two fluid”. La seule façon valable de développer de telles lois est de se baser à la fois sur des principes fondamentaux et sur des résultats expérimentaux (Kleinstreuer, 2003). Ainsi, tout processus de modélisation mathématique d'un écoulement gaz-liquide requiert certaines connaissances préalables sur cet écoulement. La seule manière d'obtenir ces connaissances reste le plus souvent l'expérimentation. En raison des nombreuses possibilités de distribution de l'interface, la plupart des modèles mathématiques sont adaptés à un régime d'écoulement particulier. Il est donc nécessaire de connaître ce régime d'écoulement pour des conditions données avant de choisir le modèle mathématique qui pourra représenter la situation.

2.3. Régimes d'écoulement et transitions

2.3.1. Régimes de l'écoulement gaz-liquide

Une particularité de l'écoulement gaz-liquide est le fait qu'il peut adopter différents régimes c'est-à-dire différentes distributions de l'interface entre les phases. Ces différentes organisations de l'écoulement dépendent des propriétés des fluides, de leur débit, de la géométrie des limites solides de même que de l'orientation de l'écoulement. La connaissance du régime de l'écoulement pour des conditions données est essentielle à toute modélisation mathématique de celui-ci. Que l'on souhaite utiliser une corrélation simple pour la perte de charge dans une conduite ou encore le modèle “two fluid” complet, il est nécessaire de connaître l'organisation de l'écoulement. Il y aura par exemple des différences importantes entre un écoulement stratifié et un écoulement en bulles.

2.3.2. Régimes de l'écoulement dans une conduite circulaire

La grande majorité des études qui concernent le régime de l'écoulement gaz-liquide s'intéressent aux écoulements dans des conduites à section circulaire. Ce type d'écoulement trouve un très grand nombre d'applications dans plusieurs domaines de l'industrie tels que la pétrochimie et l'industrie nucléaire. De nombreux auteurs ont ainsi développé une description du régime de l'écoulement en fonction de divers paramètres. Certains l'ont fait de façon générale pour des conduites horizontales et verticales, alors que d'autres ont dressé un diagramme du régime de l'écoulement pour une situation précise, à la suite de leurs expérimentations. Le plus souvent, un diagramme général des régimes de l'écoulement et des transitions entre ceux-ci est établi en fonction des vitesses superficielles

du gaz et du liquide (voir section 2.2.1). La force gravitationnelle ayant un effet important sur le régime de l'écoulement, le cas des conduites verticales est différent du cas des conduites horizontales.

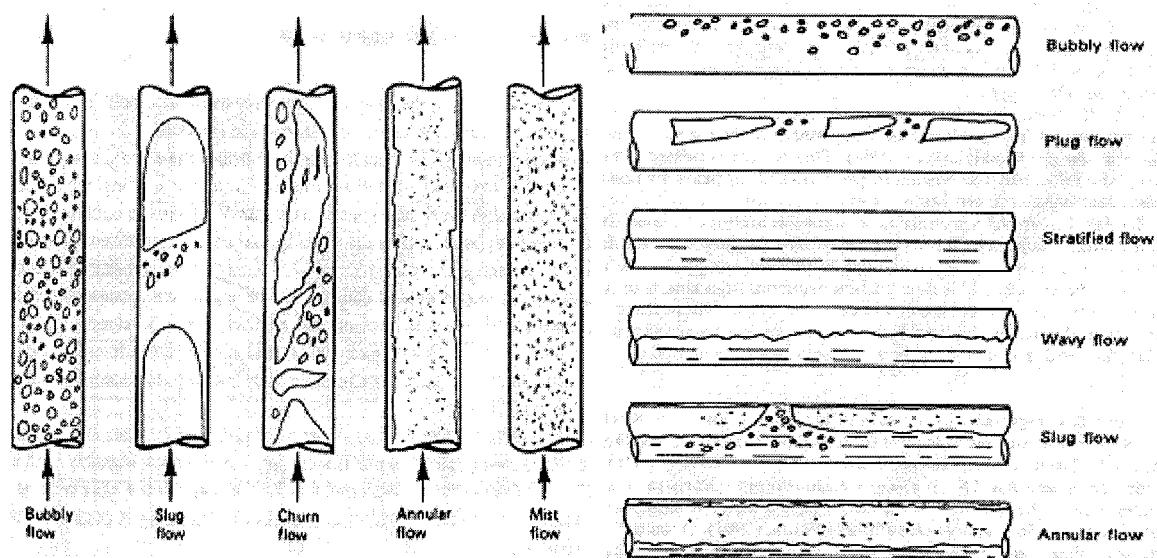


Figure 2-2 : Régimes d'écoulements dans les conduites circulaires (Tong, 1997)

Pour le cas général d'un écoulement gaz-liquide dans une conduite verticale, les régimes de type *bubbly*, *slug*, *churn*, *annular* et *mist* (Taitel 1980) sont distingués. L'écoulement de type *bubbly* est caractérisé par une distribution uniforme du gaz sous forme de bulles séparées dans une phase liquide continue. Si la fraction volumique du gaz est augmentée, les bulles seront soumises à la coalescence et l'écoulement sera caractérisé par de larges bulles occupant presque toute la section de la conduite. Les larges bulles seront séparées entre elles par une masse de liquide. Ce type d'écoulement est appelé *slug*. Si la fraction de gaz est encore augmentée, l'écoulement *slug* se transforme. Des ponts de gaz se forment périodiquement dans la phase liquide entre les grosses bulles donnant lieu à

un écoulement très désordonné appelé *churn*. Lorsque la fraction de gaz est très élevée, ces ponts de gaz deviennent permanents et la phase gazeuse occupe toute la section centrale de la conduite, c'est l'écoulement appelé *annular*. La phase liquide est alors présente sous forme d'un film mince près de la paroi ainsi que sous forme de gouttelettes dans la phase gazeuse continue. Pour une fraction de gaz encore plus grande, le film liquide près de la paroi disparaît complètement. La phase liquide n'est alors présente que sous forme de gouttelettes. Cet écoulement est appelé *mist*.

Le cas général d'un écoulement gaz-liquide dans une conduite horizontale possède cinq régimes d'écoulement distincts, (Taitel 1976). Les transitions entre ces régimes sont au moins aussi complexes que pour l'écoulement vertical et encore aujourd'hui mal comprises. L'écoulement de type *steady-stratified* ou *stratified flow* est caractérisé par les phases gaz et liquide s'écoulant côtes à côtes et séparées par une interface régulière. Lorsque cette interface se déforme et que des vagues apparaissent, l'écoulement est qualifié de *wavy stratified*. Lorsque les déformations de l'interface sont très importantes, le liquide viendra boucher complètement la conduite à certains moments entraînant la formation de poches de gaz dans la partie supérieure, des *slugs*. Ce type d'écoulement très irrégulier est aussi appelé intermittent. Il existe également un écoulement de type *annular* dans les conduites horizontales, il est caractérisé par un film plus épais dans la partie inférieure.

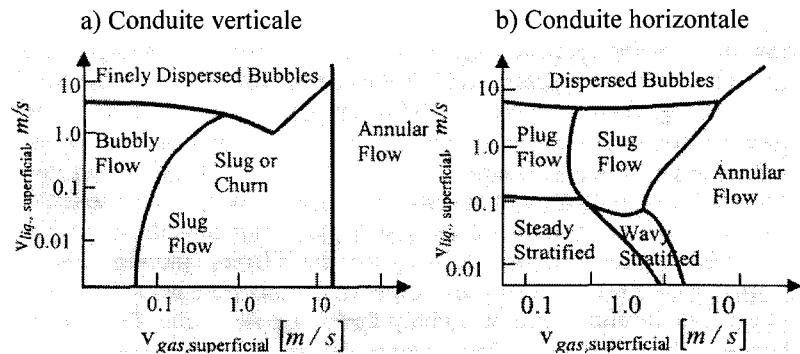


Figure 2-3 : Diagrammes des régimes d'écoulement dans des conduites circulaires en fonction des vitesses superficielles (Kleinstreuer 2003)

La Figure 2-3 illustre le régime dans les conduites circulaires en fonction des vitesses superficielles. Il est à noter que le fait d'utiliser les vitesses superficielles pour situer les lignes de transition entre les régimes n'est pas idéal. Puisque ces coordonnées ne considèrent pas les facteurs influençant les transitions, ces diagrammes ne sont valides que pour les situations précises dans lesquelles les données ont été recueillies, (propriétés des phases et géométrie).

Comme c'est le cas pour la plupart des écoulements gaz-liquides, il sera possible d'observer différents régimes d'écoulement dans une rainure. Si aucune donnée n'a été trouvée concernant la géométrie d'un canal ouvert vers le bas, de nombreux chercheurs ont étudié des écoulements gaz-liquides possédant d'importantes ressemblances avec l'écoulement dans la rainure. Ainsi, plusieurs études ont été publiées concernant la caractérisation de l'écoulement gaz-liquide dans une conduite verticale étroite. L'intérêt porté par les chercheurs pour ce type de géométrie semble justifié par la volonté de développer des réacteurs chimiques et des échangeurs de chaleur plus efficaces. Il est

vraisemblable de s'attendre à observer plusieurs ressemblances entre ce type d'écoulement et celui se produisant dans la rainure. En effet, dans les deux cas, la poussée d'Archimède aura une influence majeure sur l'écoulement et l'effet des parois rapprochées sera important. La colonne de bulles est généralement définie comme un cas particulier de l'écoulement gaz-liquide dans une conduite verticale pour lequel la vitesse superficielle du liquide est nulle. Pour ce type d'écoulement, la seule force motrice sera donc la poussée d'Archimède et tout le liquide présent sera conservé. La section d'une colonne de bulle est en général plus large que celle d'une conduite et permet une grande liberté de mouvement latérale des bulles soit dans une direction (colonne 2D) ou dans 2 directions (colonnes 3D). Cette liberté de mouvement est également présente dans la rainure. En plus, les ressemblances géométriques font en sorte qu'une partie de la méthodologie et des méthodes de mesures développées pour les colonnes de bulles et les conduites verticales pourraient être applicables au cas de l'étude de l'écoulement gaz-liquide dans un canal ouvert.

2.3.3. Régimes de l'écoulement dans une conduite rectangulaire

Plusieurs régimes d'écoulement ont déjà été observés dans des conduites rectangulaires ayant une épaisseur de 1 et 2 millimètres (Wilmarth 1993). La largeur de ces conduites étudiées par les chercheurs était de 20 et de 15 millimètres. L'objectif de l'étude était de repérer les régimes d'écoulement et les transitions, en fonction des vitesses superficielles de gaz et de liquides pour ensuite les comparer avec l'écoulement dans des

conduites circulaires de dimension moyennes équivalentes. Les expériences réalisées ont révélé que, si les mêmes régimes d'écoulement existent dans les conduites minces et dans les tubes, les transitions entre ces régimes auront des différences notables. Les chercheurs expliquent ces différences dans le diagramme des régimes d'écoulement par un effet accru des forces de surface. Pour l'écoulement vertical dans la conduite mince, quatre régimes d'écoulement distincts ont été identifiés ainsi que trois transitions. Les régimes observés sont le *bubbly*, le *slug*, le *churn-turbulent* et l'*annular*. Les trois zones de transitions repérées sont le *cap-bubbly*, l'*elongated slug* ainsi qu'une transition moins distincte entre le *churn-turbulent* et l'*annular*. La reconnaissance du régime d'écoulement est basée entièrement sur l'observation des images enregistrées. Il est alors nécessaire de définir de façon détaillée la morphologie de l'écoulement pour chaque régime et transition.

- Le *bubbly* est un écoulement caractérisé par une distribution plutôt uniforme de petites bulles distinctes dans une phase liquide continue.
- La transition *cap-bubbly* est observée lorsque le débit de gaz est augmenté. L'étroitesse du canal fait en sorte que les bulles grandissantes sont aplatis et prennent la forme de cloches. La coalescence fait en sorte que ces cloches atteignent jusqu'à 60% de la largeur totale du canal.
- Le *slug* est caractérisé par la présence de bulles encore plus grandes, qui occupent plus de 75% de la largeur de la conduite. Ces bulles dites de Taylor, qui bouchent la conduite ont un fond plat et seront séparées par du liquide.
- La transition *slug-churn turbulent* fut défini comme étant la zone où les larges bulles présentes dans le *slug* deviennent si rapprochées qu'elles commencent à

interagir entre elles. L'écoulement devient ainsi de moins en moins stable à mesure que la traînée d'une bulle déforme le nez de celle qui la suit.

- Le *churn-turbulent* est caractérisé par les chercheurs comme étant désordonné et chaotique. Les larges bulles deviennent si déformées qu'elles sont impossibles à distinguer alors que les ponts créés par le liquide sont régulièrement détruits par le gaz. Une caractéristique typique de l'écoulement *churn* est le fait que la direction de mouvement du liquide alterne.
- La transition *churn-annular* commence à être observée dans les zones où la fraction de gaz locale se réduit brusquement et où le liquide n'arrive plus à occuper toute la largeur du canal.
- L'écoulement *annular* constitue finalement un retour à un régime ordonné alors que la partie centrale de la conduite sera constituée entièrement de gaz entouré de part et d'autre par un film liquide.

La comparaison des diagrammes de régimes d'écoulement avec des études expérimentales déjà publiées (Mishima 1991), révèle de bonnes similitudes pour la transition entre le *bubbly* et le *slug* mais de moins bonnes pour les autres régimes. De façon générale, certaines de ces différences peuvent s'expliquer du fait qu'aucune autre étude n'utilisait exactement la même géométrie.

2.3.4. Régimes et aspect de l'écoulement dans une colonne de bulles

Puisque l'étude de l'écoulement dans une colonne de bulle se limite le plus souvent aux cas où la vitesse superficielle du gaz est plutôt faible, la phase gazeuse sera présente sous forme de bulles dispersées et l'écoulement sera en général constitué de deux régimes différents : homogène et hétérogène (Joshi 2002). L'écoulement homogène est observé pour les vitesses superficielles de gaz les plus faibles. Il est caractérisé par une taille des bulles presque uniforme de même qu'une répartition régulière des bulles dans la direction transversale. Le régime hétérogène est observé, pour une même géométrie, à une vitesse superficielle de gaz plus élevée. Il est caractérisé par une répartition non uniforme de la fraction de gaz dans la direction transversale (fraction de gaz plus élevée au centre que sur les côtés), de même que par l'établissement d'un patron global de circulation. La vitesse superficielle de gaz nécessaire à l'apparition du régime hétérogène, pour des substances données, sera fonction de la géométrie de la conduite. Les expériences réalisées par (Ruzicka 2001) ont montré que l'augmentation du diamètre de la colonne ou encore de sa hauteur avait tout deux pour effet de diminuer la vitesse superficielle de gaz nécessaire à la transition vers le régime hétérogène.

Le patron global d'écoulement s'établissant en régime hétérogène, illustré à la Figure 2-4, consiste en une zone de montée de gaz et de liquide entraîné au centre, ainsi que d'une zone de retour de liquide (faible en gaz) près des parois.

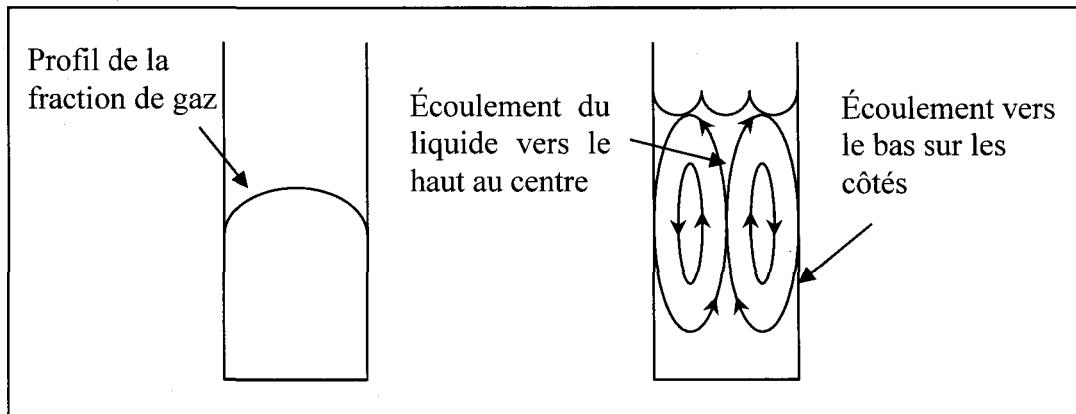


Figure 2-4: Aspect typique de la distribution radiale de la fraction de gaz et du patron d'écoulement du liquide dans une colonne de bulle en régime hétérogène (Joshi 2002)

Une explication des mécanismes menant à la formation de ce patron d'écoulement est avancée par (Tzeng 1993) suite à des observations pour le cas d'une colonne en 2D. Le patron de circulation global serait initié par l'effet de la paroi sur les bulles s'élevant proche de celle-ci. Pour ces bulles, la présence de la paroi fait en sorte que la dissipation d'énergie dans le liquide est différente de part et d'autre de la bulle et résulte en une force nette sur la bulle dirigée vers l'intérieur de la colonne. Les bulles subiront ainsi une migration les éloignant de la paroi. Cette migration est d'autant plus intense que la taille de la bulle est grande et qu'elle est près de la paroi. Les bulles déviant vers le centre interagissent avec d'autres bulles créant des groupes ou des bulles coalescées qui ont une grande vitesse ascendante. Le liquide entraîné par ces bulles ascendantes redescend près des parois dans la zone où il n'y a presque pas de bulles. Le patron d'écoulement général d'une colonne de bulle tel que présenté correspond au comportement moyen sur une longue période de temps. De façon instantanée, l'écoulement est beaucoup plus complexe et consiste en de nombreuses structures de forme et de taille différentes qui ne sont pas nécessairement

stationnaires en espace et en temps. Cette cascade de structures tourbillonnaires est également présente dans le cas d'un écoulement à une seule phase. Il a néanmoins été remarqué que l'intensité de turbulence sera généralement beaucoup plus élevée pour une colonne de bulles que pour un écoulement à une seule phase.

Colonne de bulles 3D

Le patron d'écoulement moyen décrit plus tôt et ne comportant que deux vortex (pour une vue en coupe) n'est observé que pour les colonnes dont la hauteur est à peu près identique au diamètre. En faisant varier la hauteur du liquide dans une colonne ayant une section de 175 mm par 15 mm, (Chen 1989) a montré que le patron d'écoulement standard n'était possible que pour les colonnes 3D ayant un ratio géométrique (H/D) inférieur à 1. Pour les colonnes ayant une hauteur de liquide plus élevée, plusieurs cellules sont observées dans la dimension de la hauteur. Ces vortex ne sont pas nécessairement vis-à-vis, mais plutôt décalés l'un par rapport à l'autre, à la façon d'une allée de Karman. Une description très précise de ce type d'écoulement, basée sur l'expérimentation, est proposée par (Chen 1994). Ses expériences furent réalisées dans une colonne ayant un grand ratio géométrique (hauteur de 2,2 m et diamètre de 10,2 cm). Trois régimes d'écoulement sont répertoriés par les chercheurs à mesure que la vitesse superficielle de gaz augmente. Ces régimes sont baptisés bulles dispersées, bulles coalescées et *slugging*. Le régime de bulles dispersées ressemble au régime homogène généralement répertorié dans les études portant sur les colonnes de bulles. Une différence notable est le fait qu'il permettra une certaine non-homogénéité dans l'écoulement et dans la distribution des phases. À la fin de ce

régime, certains vortex et groupes de bulles sont observés et un patron global de circulation est établi. La limite du régime de bulles dispersées est fixée lorsque les regroupements de bulles deviennent importants. Cette transition a été observée par les chercheurs lorsque la vitesse superficielle de gaz atteint 1,7 cm/s. Le régime appelé bulles coalescées correspond approximativement au régime hétérogène décrit dans plusieurs autres études portant sur les colonnes de bulles. Les chercheurs ont divisé ce régime en deux en se basant sur l'observation de la morphologie de l'écoulement. Il sera appelé vortex spiral pour une vitesse superficielle du liquide variant entre 1,7 et 4,2 cm/s, alors qu'il sera nommé turbulent pour des vitesses variant entre 4,2 et 4,9 cm/s. La morphologie du régime vortex spiral décrit dans cette étude correspond au patron de circulation global. Étant donné que la hauteur de la colonne est ici beaucoup plus grande que le diamètre, il y aura plusieurs vortex à différentes hauteurs décalés l'un par rapport à l'autre. En plus des vortex eux-mêmes, trois autres zones sont décrites pour ce régime d'écoulement soit une zone de liquide descendant le long de la paroi et deux zones de bulles montantes (rapides et lentes) au centre. La zone de bulles montant rapidement est continuellement soumise à un mouvement en spirale ce qui a pour effet d'amplifier les vortex qui l'entourent. Le régime nommé turbulent sera beaucoup plus chaotique. L'apparition de grosses bulles formées par coalescence est alors remarquée. Ces bulles viennent peu à peu perturber le patron global d'écoulement lorsque leur traînée induit des mouvements désordonnés dans le liquide.

Colonne de bulles 2D

Dans une grande colonne (H beaucoup plus grand que D) mais cette fois en 2D, les régimes d'écoulement seront très similaires au cas 3D, comme l'ont démontré (Tzeng 1993). La colonne utilisée pour cette étude possédait une section de 48 cm par 1.27 cm et une hauteur de 1.6 m. Opérée à des vitesses superficielles de gaz relativement faible, les régimes de bulles dispersées et de bulles coalescées furent observés. Ce dernier régime possédait une structure très similaire à celui d'une colonne en 3D, un patron de circulation globale incluant les 4 mêmes zones, soit du bord vers le centre : liquide descendant, vortex, bulles rapides et bulles lentes. Il fut cependant observé que la transition entre ces régimes se faisait plus tôt pour la colonne 2D que pour la colonne 3D. Le régime bulles coalescées apparaît en effet à une vitesse superficielle de gaz de seulement 0.9 cm/s pour la colonne 2D alors qu'il apparaît vers 2 cm/s pour une colonne 3D. Ce phénomène est expliqué par le fait que les bulles ont une moins grande liberté de mouvement dans une colonne 2D. Ces résultats sur la transition entre les régimes de bulles dispersées et bulles coalescées sont confirmés par une autre étude réalisée sur une colonne en 2D (Lin 1996). Pour une colonne ayant la même épaisseur que dans l'étude précédente, soit 1.27 cm, et une hauteur de 2.40 m, les chercheurs ont pu étudier, entre autre l'effet de la largeur de la colonne sur la transition entre les régimes d'écoulement. Il a ainsi été observé que, pour une colonne d'une largeur supérieure à 20 cm, la transition vers le régime de bulles coalescées se produisait toujours autour d'une vitesse superficielle de 1 cm/s. En régime de bulles coalescées, les mêmes structures que dans les études précédentes sont observées, soit retour de liquide, vortex, bulles rapides et bulles centrales. Il a cependant été remarqué qu'à partir

d'une vitesse superficielle de gaz de 3 cm/s, les régions de bulles rapides et bulles centrales fusionnent et l'écoulement ne comporte plus que trois régions distinctes. L'épaisseur d'une colonne 2D semble avoir un effet important sur le régime d'écoulement. En effet, pour une colonne beaucoup moins épaisse (possédant une section de 20 cm par 2 mm et une hauteur de 60 cm), (Spicka 1999) a observé une transition plus tardive vers le régime hétérogène. Cette transition s'est effectuée à une vitesse superficielle de gaz d'approximativement 2.5 cm/s. Pour cette même étude, la transition vers le régime turbulent s'est produite à une vitesse superficielle d'environ 40 cm/s. Cette étude démontre également que le patron moyen de distribution des vitesses dans le liquide et de la fraction de gaz pour une grande colonne correspond bien au patron de circulation global dans une colonne de bulles. Ainsi, l'effet moyen des multiples vortex verticaux sur une longue période de temps semble similaire au patron global de circulation.

Peu d'études détaillées concernent les colonnes de bulles ayant un faible ratio géométrique H/D comme c'est le cas pour la rainure. Ceci est vraisemblablement dû au fait que peu de procédés industriels font appel à ce type de colonne. Il a cependant déjà été remarqué que les colonnes beaucoup plus larges que hautes n'adopteront pas directement le patron d'écoulement global décrit à la Figure 2-4. Pour ces colonnes, l'apparition de plusieurs cellules sur la largeur de la colonne est remarquée, le nombre de ces cellules dépendant de la géométrie. Ce nouveau patron d'écoulement est observé pour un ratio géométrique H/D inférieur à 0.5 selon (Joshi 2002).

2.3.5. Résumé

L'analyse des textes issus de la littérature permet de constater que de nombreuses caractéristiques semblent communes aux écoulements de type colonne de bulles. Tout d'abord, les régimes d'écoulements observés sont toujours similaires peu importe la colonne étudiée. Bien que la définition des régimes diffère légèrement selon les études, il y a toujours un régime où les bulles sont dispersées (ou régime homogène) lorsque la vitesse du gaz superficielle est faible et un régime où les bulles interagissent fortement (régime bulles coalescées ou hétérogène) lorsque cette vitesse superficielle est plus élevée. La vitesse superficielle de gaz nécessaire à la transition sera fonction de la géométrie de la colonne. Il est cependant important de tenir compte du fait que la définition de chacun des régimes d'écoulement est plutôt qualitative, lors de la comparaison entre les études. Pour des vitesses superficielles de gaz relativement élevées, l'écoulement hétérogène se transforme en écoulement de type turbulent ou encore *slugging*. La morphologie moyenne de l'écoulement hétérogène est similaire pour la plupart des géométries, elle sera appelée patron global de circulation. Il est créé par une concentration des bulles ascendantes au centre de la colonne. Il se traduira de façon moyenne par une phase liquide ascendante au centre de la colonne et descendante sur les côtés de même que par une plus grande concentration du gaz au milieu. Il est néanmoins mentionné par plusieurs chercheurs que, de façon instantanée, l'aspect morphologique de l'écoulement pourra être très différent du patron moyen. Le patron global sera observé pour des colonnes d'aspect géométrique H/D entre 0.5 et 1. Les colonnes plus grandes posséderont plusieurs vortex sur le long de la hauteur alors que les colonnes larges et peu élevées pourront posséder plus de deux cellules sur la largeur.

CHAPITRE 3

DESCRIPTION DES EXPÉRIENCES RÉALISÉES

Toutes les observations qualitatives et quantitatives sur l'écoulement dans le canal ouvert sont réalisées sur un modèle à eau. Le modèle utilisé a été construit spécifiquement pour ce projet et il est présenté en détail à la section 2.4. Deux types distincts d'expériences ont été réalisés sur le modèle, ce qui a nécessité une légère modification de celui-ci en cours de projet qui sera décrite aux sections 3.2 et 3.3. Pour le premier type d'expériences, le modèle représente une anode partiellement immergée. Elle pourra posséder ou non une rainure en son centre. Il sera ainsi possible d'étudier l'effet de la rainure sur la couche de bulles générées sous le corps immergé. Ces expériences sont décrites à la section 2.5. Pour le deuxième type d'expériences réalisées, seule la morphologie de l'écoulement dans le canal ouvert sera étudiée. Les surfaces générant le gaz n'agissent alors plus comme la face inférieure d'un corps immergé, mais plutôt comme des distributeurs de gaz. Les détails de ces expériences sont présentés à la section 2.6. Lors de toutes les expériences, la visualisation de l'écoulement est appuyée par l'utilisation d'une caméra haute vitesse. La disposition de la caméra de même que les caractéristiques des séquences acquises sont précisées pour chaque type d'expérience. Tel que discuté à la section 2.7, le développement d'outils d'analyse d'image permet d'extraire des données quantitatives des séquences enregistrées pour toutes les expériences réalisées. Ces outils,

de même que le système de vélocimétrie à images de particules utilisé pour obtenir le champ de vitesses dans le liquide, sont décrits au chapitre 4. Les résultats qualitatifs présentés au chapitre 5 proviennent principalement de l'observation de ces séquences.

Notes concernant les modèles :

L'effet des rainures de l'anode sur la cuve d'électrolyse est un phénomène qui revêt une certaine complexité au niveau des interactions physiques impliquées. En plus de cette complexité, toute étude portant sur le fonctionnement de la cuve d'électrolyse implique que les phénomènes sont difficilement observables. Peu d'instruments permettront d'effectuer la mesure directe d'un phénomène ayant lieu à l'intérieur de la cuve à cause notamment des températures élevées et du fait que la cryolite est corrosive. Pour cette raison, peu de données précises sur le rôle des rainures de l'anode sont disponibles et il n'est pas envisageable de tenter d'observer directement ces effets. Ces conditions difficiles font en sorte que plusieurs chercheurs étudiant la cuve d'électrolyse ont recours à la modélisation physique du phénomène. Lorsque ces modèles physiques utilisent les mêmes fluides que ceux présents dans la cuve d'électrolyse, ils seront généralement à très petite échelle, et poseront des difficultés similaires quant à l'observation et à la mesure des phénomènes simulés. De tels modèles sont ainsi typiquement limités à l'étude de phénomènes élémentaires tels que la croissance et la forme d'une bulle individuelle. Pour étudier des phénomènes à plus grande échelle, des modèles à la température ambiante utilisant le plus souvent l'eau et l'air sont utilisés. De tels modèles permettront une observation facile et parfois la mesure de certaines variables. Cependant, l'analyse dimensionnelle du

phénomène présentée à l'annexe 1, permet de constater qu'il est impossible de construire un modèle qui sera en similitude avec la réalité. Pour cette raison, les résultats obtenus suite aux tests réalisés sur le modèle à eau ne peuvent être directement appliqués à la réalité. L'approche utilisée dans le présent projet de recherche pourra, en tenant compte de ces limitations, permettre une meilleure compréhension du phénomène qui mènera à l'amélioration de la représentation mathématique actuelle de la rainure.

2.4. Description du montage expérimental

Un modèle permettant la représentation d'une anode rainurée et l'observation de l'écoulement gaz-liquide dans un canal ouvert vers le bas fut conçu et réalisé dans le cadre de ce projet. Ce modèle, illustré de façon globale à la Figure 2-5, consiste en un corps solide d'une longueur $L = 900$ mm, d'une largeur $2l = 172$ mm et d'une hauteur H de 400 mm, immergé dans un large réservoir de liquide. Le réservoir utilisé est long de 1260 mm, large de 770 mm et d'une profondeur de 620 mm. Le corps est disposé au centre du réservoir, sa distance par rapport au fond du réservoir d de même que le niveau du liquide dans celui-ci w sont ajustables. Le réservoir est construit entièrement avec des feuilles de plexiglas d'une épaisseur de 13 mm, ce qui permet la visualisation du phénomène et l'utilisation des méthodes de mesure non intrusives qui seront décrites plus loin.

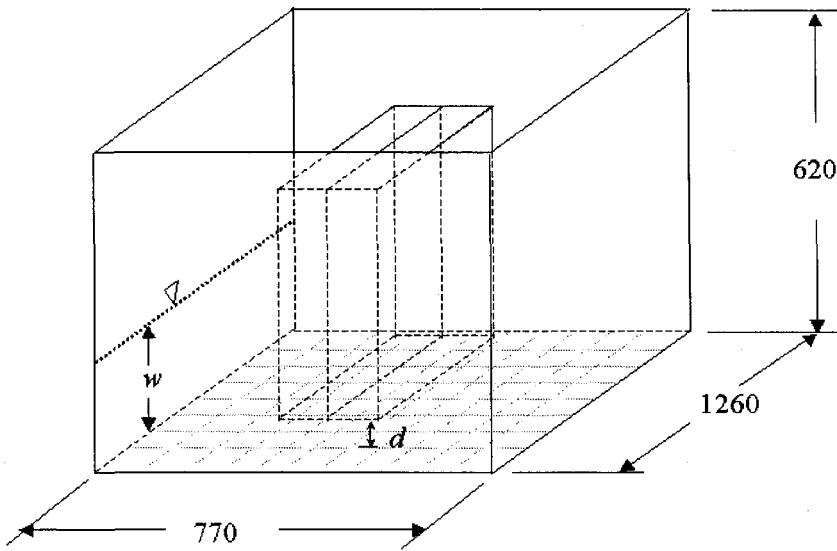


Figure 2-5: Schéma global du montage expérimental (dimensions en mm)

Le corps solide partiellement immergé dans le réservoir est lui aussi construit avec du plexiglas, ayant cette fois une épaisseur de 6 mm. Ce solide, présenté en détail à la Figure 2-6 est en fait constitué de deux parties indépendantes chacune longue de 900 mm, haute de 400 mm et large de 86 mm.

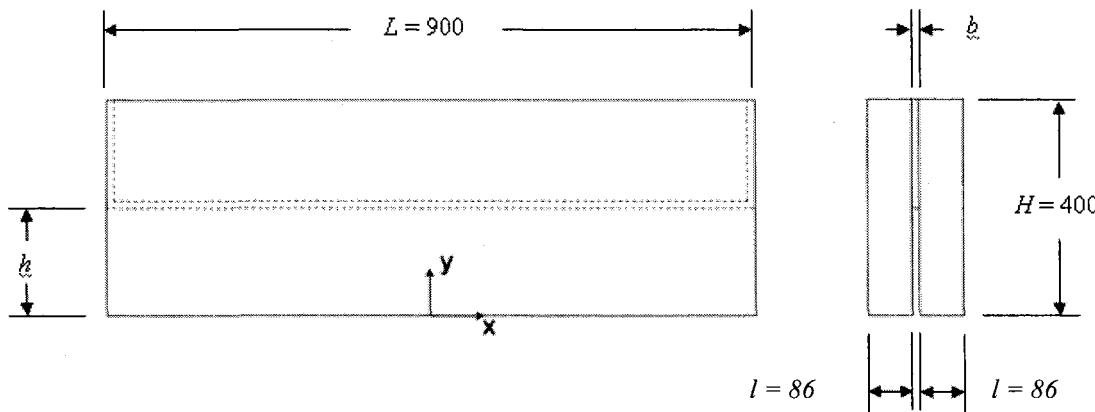


Figure 2-6 : Schéma du corps partiellement immergé (dimensions en mm)

Il est ainsi possible d'insérer une bande de plexiglas entre les deux parties du modèle de façon à créer un canal ouvert. En fonction de la largeur et de la position de cette bande, il est possible d'ajuster la largeur du canal b de même que sa hauteur h . Le système d'axes qui est utilisé pour toutes les expériences est illustré sur la Figure 2-6. L'origine de l'axe horizontal x est située au centre du modèle alors que l'origine de l'axe vertical y est située au bas du canal ouvert. Les positions à l'intérieur de la rainure feront référence à ce système d'axes et sont toujours normalisées de sorte que $0 \leq y \leq 1$ et que $-1 \leq x \leq 1$.

Le liquide utilisé pour toutes les expériences est de l'eau déionisée à une température de 21 ± 1 °C provenant du système de distribution de l'Université. Dans le but de créer une distribution de bulles sous le corps immergé, la face inférieure de chacune des deux parties du modèle est remplacée par une plaque de bronze poreux. Ce matériau est constitué de très petites sphères de bronze agglutinées dans un moule. La plaque ainsi produite possède une porosité de 29 % et des pores d'un diamètre moyen de 11 μm . Les données fournies par le fabricant indiquent qu'une relation linéaire existe entre la différence de pression de part et d'autre de la plaque et le débit d'air passant à travers celle-ci. En créant une pression d'air à l'intérieur de chacune des chambres du modèle, l'air est forcé à passer à travers les plaques et forme des bulles sous la face inférieure de celles-ci. Il est possible de contrôler le débit en ajustant la pression dans les chambres. De l'air comprimé provenant du système de distribution de l'Université est utilisé comme phase gazeuse. Puisque la

résistance hydraulique des plaques poreuses n'est pas uniforme, la génération de bulles sous celles-ci n'est pas nécessairement régulière. Dans le but de rendre la génération de gaz plus uniforme, chacune des deux parties du modèle est divisée en 3 sections étanches, chacune ayant une longueur de 300 mm, une largeur de 86 mm et une hauteur de 400 mm. Chacune des six sections du modèle est ainsi alimentée indépendamment et possédera son propre débitmètre. Des débitmètres en acrylique possédant une valve d'ajustement individuelle sont utilisés. Deux types de débitmètres différents sont nécessaires lors des expériences pour obtenir tous les débits d'air voulus à travers les plaques poreuses. Le premier type possède une échelle variant de 0,4 à 5 litres par minutes alors que le second varie de 3 à 30 litres par minute. Les deux différents types de débitmètres ont une précision établie à 3 % de la pleine échelle. Le montage expérimental est montré à la figure suivante :

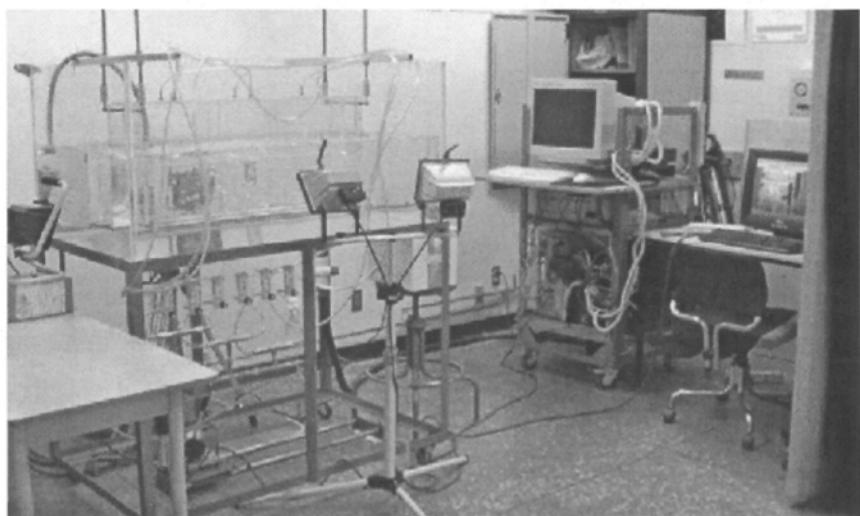


Figure 2-7 : Photo du montage expérimental

2.5. Étude des bulles sous l'anode

Le premier type d'expériences réalisées sur le modèle est l'étude des bulles sous un corps immergé. L'objectif de cette série d'expérience est d'étudier le comportement des bulles générées sous un corps immergé en fonction de certains paramètres soit : la présence ou non d'une rainure ainsi que l'inclinaison du corps (θ). Une seule rainure est utilisée pour ces expériences soit celle ayant une largeur $b = 1$ cm et une hauteur $h = 15$ cm. Pour chacune des deux configurations du corps immergé soit avec et sans rainure, l'angle d'inclinaison θ prendra trois valeurs différentes soit 0, 1 et 2 degrés. L'effet du débit de gaz généré sous le modèle n'est pas étudié dans cette série d'expérience. Ce débit sera ainsi laissé constant à une valeur de 50 cc/s pour chacune des 6 sections du modèle. Cette valeur précise du débit de gaz fait en sorte que le volume de gaz généré sous le modèle par unité de surface est le même que le volume généré sous les anodes d'une cellule d'électrolyse avec une densité de courant de $0,8 \text{ A/cm}^2$ typique de la cuve d'électrolyse de type AP-18. La distance entre la face inférieure du modèle et le fond du réservoir (d) sera elle aussi constante et égale à 50 mm. Cette distance est mesurée du côté le plus bas lorsqu'il y a un angle θ différent de 0 (à gauche sur la Figure 2-8). La hauteur du liquide w est également gardée constante pour toutes les expériences, elle a une valeur de 250 mm. Le niveau du liquide dans le réservoir est ainsi toujours 50 mm plus haut que le plafond de la rainure, lorsque mesuré du côté le plus bas.

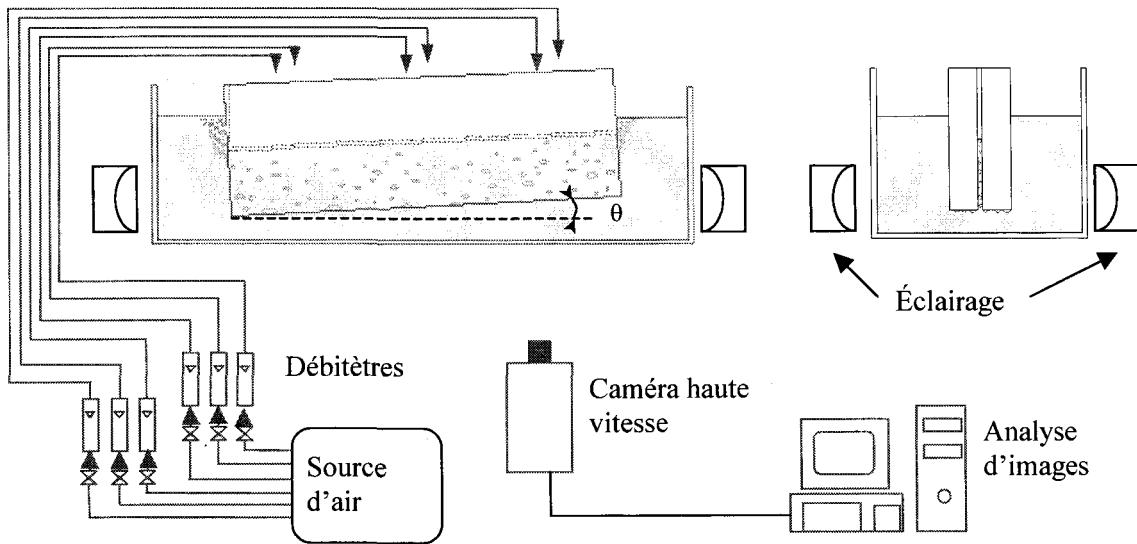


Figure 2-8 : Schéma de montage pour l'étude des bulles sous l'anode

Pour chacune des expériences réalisées, un enregistrement vidéo des bulles sous la surface est fait au moyen d'une caméra haute vitesse. La caméra utilisée est toujours perpendiculaire à la surface inférieure du modèle donc en dessous de celui-ci et à une distance d'environ 1 m. Le champ de la caméra couvre toute la largeur de la face inférieure du modèle ($2l = 172$ mm) et le tiers de la longueur ($L/3 = 300$ mm). La caméra doit ainsi être déplacée sur 3 positions différentes sous le montage pour être en mesure d'obtenir des images de toute la surface. La résolution de la caméra utilisée étant de 512 par 480 pixels, la précision des images obtenues est de 1,6 pixel/mm.

Pour chaque combinaison de paramètres expérimentaux et pour chacune des 3 positions de caméra, 1087 images consécutives sont enregistrées à une fréquence de 60 images par secondes. Cette fréquence est assez rapide pour qu'il soit possible de bien suivre le déplacement des bulles sous la surface tout en permettant une durée totale

d'enregistrement suffisamment longue soit plus de 18 secondes. La vitesse d'obturation choisie est relativement élevée (0,5 ms) pour assurer une bonne définition. Une grande quantité de lumière doit parvenir sous la surface pour être en mesure de bien distinguer l'interface des bulles. Cette lumière est fournie par 4 lampes halogènes de 500 W situées sur chacun des côtés du réservoir, tel qu'illustré à la Figure 2-8.

Deux types de résultats sont obtenus à la suite des expériences réalisées sur les bulles sous l'anode. Tout d'abord, l'observation des images enregistrées permettra une analyse qualitative du comportement des bulles sous la surface. Cette analyse permettra de mieux comprendre l'effet d'aspiration des bulles dans le canal ouvert. Par la suite, des outils d'analyse d'image seront appliqués aux enregistrements réalisés sous l'anode. Ceci permettra d'estimer plusieurs variables dont le taux de couverture sous la surface, pour chaque image analysée.

2.6. Morphologie de l'écoulement dans le canal

Le deuxième type d'expériences réalisé sur le modèle à eau de la rainure s'intéresse à la morphologie de l'écoulement dans un canal ouvert. L'objectif de cette série d'expériences est de caractériser qualitativement et quantitativement l'écoulement dans un canal ouvert en fonction de sa géométrie et du débit de gaz qui entre. Le modèle ne sera alors plus considéré comme un corps immergé, mais plutôt comme un canal ouvert dont certains paramètres sont modifiés. Pour cela, le modèle sera légèrement modifié. Les

plaques de bronze poreux qui forment la face inférieure de chacune des deux parties du modèle seront légèrement inclinées vers l'ouverture du canal ($\beta = 1,5$ degrés, voir Figure 2-9). De cette façon, tout le gaz généré par les plaques poreuses entrera dans le canal par l'ouverture inférieure. Les plaques agiront alors comme des distributeurs de gaz. Cette configuration particulière permettra de contrôler précisément le débit de gaz envoyé dans le canal tout en conservant une entrée des bulles similaire à celle qui caractérise la rainure de l'anode.

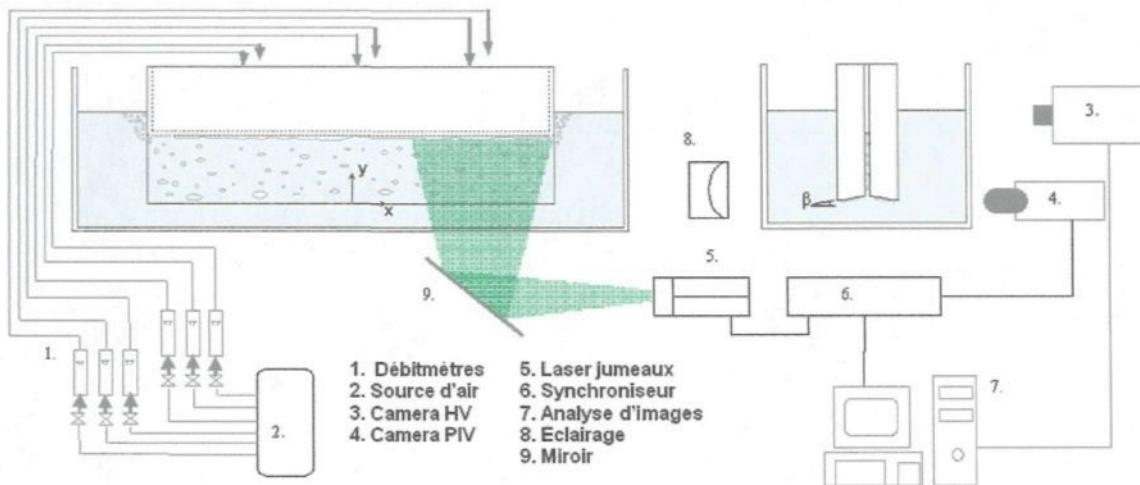


Figure 2-9 : Schéma de montage pour l'étude de la morphologie dans le canal

Trois différentes largeurs de rainure sont utilisées pour cette série de tests soit $b = 0,5$ cm, 1 cm et 2 cm. Le débit de gaz généré sous les plaques poreuses est contrôlé par les valves alimentant chacune des six chambres du modèle. Par analogie avec les études publiées, analysant l'écoulement gaz-liquide dans une conduite rectangulaire ou encore dans une colonne de bulles en 2D, le débit de gaz dans le canal sera exprimé sous forme de vitesse superficielle de gaz. Dans un écoulement unidirectionnel, la vitesse du gaz

superficielle est le débit total de gaz divisé par l'aire de la conduite perpendiculaire à l'écoulement. L'écoulement dans un canal ouvert tel qu'étudié ici n'est pas unidirectionnel. L'entrée du gaz dans le canal est verticale et passe par l'ouverture inférieure, alors que la sortie s'effectue horizontalement par les ouvertures de côté. L'aire choisie pour le calcul de la vitesse superficielle de gaz sera l'aire d'entrée c'est-à-dire celle de l'ouverture inférieure du canal. La vitesse superficielle obtenue permettra de comparer les essais réalisés sur différentes épaisseurs de canal, mais ne représentera pas réellement la vitesse superficielle du gaz dans la rainure, sauf près de l'ouverture inférieure. L'équation (2-5) exprime le calcul de la vitesse superficielle de gaz.

$$U_{gs} = \frac{Q_g}{L \cdot b} \quad (2-5)$$

Au cours des expériences, le débit de gaz généré par les plaques sera ajusté de façon à ce que la vitesse superficielle du gaz dans la conduite varie entre 0,44 cm/s et 47 cm/s. Le Tableau 2-1 résume les différentes combinaisons de paramètres utilisées pour les expériences sur la morphologie de l'écoulement dans la conduite.

Tableau 2-1: Combinaisons de paramètres pour l'étude de la morphologie dans le canal

b (cm)	Variation de U_{gs}	Nombre de U_{gs} testés
0,5	1,1 cm/s à 47 cm/s	22
1	0,44 cm/s à 28 cm/s	31
2	0,56 cm/s à 17 cm/s	30

Pour toutes les expériences, la hauteur du canal h est toujours constante à 15 cm. La distance entre le fond du réservoir et le modèle de même que la profondeur de l'eau sont aussi constantes avec $d = 5$ cm et $w = 25$ cm. De cette façon, le plafond du canal ouvert

sera toujours situé à 5 cm sous la surface de l'eau. Contrairement à la série d'expériences précédentes, l'effet de l'angle d'inclinaison (θ) sur l'écoulement n'est pas étudié et le modèle est toujours parfaitement horizontal.

Pour chacune des 83 expériences réalisées, des images de l'écoulement dans le canal sont enregistrées par une caméra haute vitesse. Tel qu'illustré à la Figure 2-9 la caméra est toujours positionnée perpendiculairement au canal 2D. La distance entre l'objectif et le canal est de 3 m pour toutes les expériences. Pour chaque expérience, deux différents champs de vision sont utilisés. Dans le premier, la totalité de la rainure est incluse dans les images enregistrées. Cette configuration permettra d'observer le comportement global de l'écoulement, mais ne permettra pas de mesure très précise lors de l'analyse puisque la résolution est seulement de 0,5 pixel par millimètre. Le deuxième champ de vision utilisé ne permet de voir qu'un tiers du canal sur chaque image, soit toute la hauteur, mais seulement un tiers de la longueur. Cette deuxième configuration donnera une meilleure résolution de l'image, soit 1,7 pixel par millimètre. Ceci permettra une plus grande précision lorsque les images seront analysées. Il sera cependant nécessaire de déplacer la caméra selon trois positions différentes pour filmer le canal en entier. À cause du mouvement relativement rapide des bulles en ascension dans le canal, l'enregistrement sera réalisé à une vitesse de 250 images par seconde. Cette vitesse d'acquisition permettra d'observer qualitativement des phénomènes tels que la coalescence et permettra l'analyse statistique des images consécutives pour déterminer la vitesse des bulles. Avec les paramètres choisis, la durée totale de chaque enregistrement sera limitée à 8,6 secondes par

le logiciel servant à l'acquisition. La vitesse d'obturation est ajustée à 2 ms pour toutes les expériences, ce qui sera suffisant pour obtenir une bonne définition de l'interface des bulles. L'éclairage est fourni par trois lampes halogènes de 500 W chacune, toutes situées du même côté du montage tel qu'illustré à la Figure 2-9. Pour que la lumière soit diffusée correctement, une feuille de papier mince est collée sur la surface externe du réservoir du côté des lampes. Cette configuration permettra un éclairage diffus qui fera ressortir le contour des bulles.

Pour chacune des expériences réalisées, l'observation des images enregistrées avec les deux résolutions différentes permet d'effectuer une description qualitative de la morphologie de l'écoulement dans la rainure. Il sera alors possible de définir différents régimes pour l'écoulement gaz-liquide dans un canal ouvert, par analogie avec ce qui existe pour les colonnes de bulles ou les conduites en 2D (voir section 2.2). Chaque écoulement appartiendra alors à l'un ou l'autre de ces régimes. En plus des observations morphologiques sur l'écoulement, différents paramètres tels que la fraction de gaz, la taille des bulles et la vitesse des phases seront mesurés lors des expériences. Une revue des différentes techniques de mesure applicables aux écoulements gaz-liquides a été effectuée et est présentée à la section suivante. Les techniques choisies à la suite de cette analyse sont présentées en détail à la section 4 du présent ouvrage. Tous les résultats obtenus à partir des expériences sur la morphologie de l'écoulement sont présentés à la section 4.2.

2.7. Analyse des techniques de mesure

Pour toutes les expériences réalisées, il est souhaitable de mesurer sur le modèle certaines variables de l'écoulement. Ces mesures permettront d'obtenir une meilleure compréhension des phénomènes se produisant dans le canal et viendront appuyer les observations qualitatives décrivant l'écoulement. Les résultats de mesures permettront également de connaître le comportement global de l'écoulement et pourront servir à établir ou à valider un modèle mathématique de celui-ci. Les variables qui devront être mesurées dans le canal sont : la fraction de gaz, le diamètre des bulles, la vitesse du gaz ainsi que la vitesse de la phase liquide. Pour les bulles sous la surface, la seule mesure nécessaire est l'aire projetée par les bulles. Puisque l'écoulement gaz-liquide peut rarement être considéré comme étant stationnaire, il serait utile de pouvoir évaluer les variables de façon locale ou instantanée en plus de les évaluer de façon globale.

Un très grand nombre de techniques ont été développées et utilisées pour mesurer divers paramètres d'un écoulement gaz-liquide. Quelques ouvrages se consacrent entièrement ou en partie à regrouper ces différentes méthodes de mesures (Hewitt 1978), (Hetsroni 1982). Les techniques les plus communes permettant de mesurer les différents paramètres d'un écoulement gaz-liquide sont décrites brièvement dans la présente section. Les méthodes de mesure basées sur le traitement numérique de l'image ont connu un essor important au cours des dernières années. Les raisons de cette popularité sont les développements ayant eu lieu dans le domaine de l'imagerie numérique ainsi que la croissance rapide de la puissance de calcul disponible aux chercheurs. Étant donné que le

choix final s'est porté sur l'utilisation de méthodes de mesure non intrusives basées sur l'analyse d'image, ces dernières sont décrites plus en détail et plusieurs exemples d'utilisation provenant de la littérature sont présentés.

2.7.1. Mesure de la fraction de gaz dans l'écoulement

Un très grand nombre de techniques ont été développées pour estimer la fraction de gaz dans un écoulement gaz-liquide. Il s'agit en effet d'un paramètre très important dans la conception d'un système et des efforts considérables ont été faits pour développer des méthodes de mesure de ce paramètre, particulièrement pour les applications dans l'industrie chimique ou nucléaire. Le choix d'une méthode se basera en premier lieu sur le type de mesure de fraction de gaz désirée. Ces différents types de mesures comprennent la fraction de gaz moyenne pour un écoulement complet, la fraction de gaz moyenne sur une section d'une conduite, ou encore la fraction de gaz locale.

La fraction de gaz moyenne pour toute une conduite peut être obtenue en faisant la moyenne des mesures locales. Cette méthode peut cependant parfois s'avérer complexe et coûteuse. La technique la plus largement employée pour obtenir la fraction de gaz moyenne d'une conduite reste certainement celle des valves à fermeture rapide. Cette méthode consiste simplement à installer deux valves dont il est possible de contrôler la fermeture de part et d'autre de la section d'analyse. En déclenchant la fermeture simultanée des deux valves et en laissant le temps aux phases de se séparer, il est possible

de mesurer directement la quantité de gaz et de liquide présents au moment de la fermeture. Cette méthode est simple et peu coûteuse, mais est en général restreinte à l'analyse des écoulements dans des conduites fermées et pourra difficilement être appliquée à l'étude de l'écoulement dans un canal ouvert. Il serait en effet très difficile de fermer rapidement les sections d'entrée et de sortie du canal ouvert puisque celles-ci sont très grandes. Une autre technique parfois utilisée pour obtenir la fraction de gaz moyenne pour une partie d'une conduite consiste à mesurer la chute de pression entre deux points le long de l'écoulement. En comparant la chute de pression mesurée avec celle qui aurait lieu si le liquide était seul à s'écouler dans la conduite, il est possible de déterminer la fraction de gaz moyenne entre les deux points (Spicka 1999). Cette méthode est cependant restreinte aux écoulements dans une conduite fermée.

Un autre type de fraction de gaz qu'il est parfois souhaitable de mesurer est la moyenne volumique sur une section d'une conduite, soit en régime permanent ou encore de façon transitoire. Parmi les méthodes les plus utilisées pour obtenir cette valeur se trouvent les méthodes basées sur l'absorption des radiations émises par une substance radioactive. Ces méthodes font appel à la différence d'absorptivité des phases et peuvent être utilisées dans n'importe quel type d'écoulement. (Hetsroni 1982). L'utilisation de telles méthodes comporte de nombreux risques et elles sont réservées aux institutions disposant d'équipements très spécifiques ainsi que d'une expertise avec les radiations. Ces méthodes ne seront donc pas considérées ici. L'autre type de méthodes utilisé pour obtenir la fraction de gaz moyenne sur une section comprend les techniques faisant appel à des jauge

d'impédances. Ces techniques se basent sur le fait qu'il existe une différence importante entre la conductivité ou la constante diélectrique des phases liquide et gaz. En connaissant l'impédance de l'écoulement lorsqu'il n'y a que du liquide et lorsqu'il n'y a que du gaz, diverses formules permettront de relier l'impédance mesurée à la fraction de gaz dans l'écoulement. Les sondes à impédance possèdent un faible temps de réponse et peuvent être montées de façon à ne pas déranger l'écoulement. Malgré ces avantages, plusieurs facteurs limitent l'utilisation de ce type de sondes. En plus de la complexité reliée à leur construction et à leur l'utilisation, celles-ci possèdent une précision limitée. Ceci est dû en partie au fait que l'impédance d'un écoulement gaz-liquide ne dépend pas uniquement de la fraction de chacune des phases, mais également de la morphologie de l'écoulement. La relation entre l'impédance mesurée et la fraction de gaz sera donc différente pour chaque régime d'écoulement, et la précision de l'appareil sera plus ou moins grande selon le régime.

Le dernier type de fraction de gaz qu'il pourra être souhaitable de mesurer est la fraction de gaz locale, c'est-à-dire en un point précis de l'écoulement. Pour obtenir cette valeur, il sera en général nécessaire d'utiliser une méthode de mesure intrusive. Il s'agit simplement d'insérer une sonde en un point de l'écoulement pour détecter laquelle des deux phases est présente à ce point de façon instantanée. La majorité de ces sondes seront basées sur la différence de conductivité des phases (sonde électrique) ou encore sur la différence d'indice de réfraction (sonde optique), (Hewitt 1978).

Les techniques de mesure non intrusives basées sur l'analyse d'image peuvent également être utilisées pour mesurer la fraction de gaz dans un écoulement, qu'elle soit locale ou globale, moyenne ou instantanée. Ces méthodes de mesure seront très souvent utilisées pour les écoulements où il est possible de construire la section avec un matériau transparent, et encore plus lorsque l'écoulement est plutôt en 2D. (Chen 1994) a utilisé l'analyse d'image pour estimer plusieurs paramètres dont la fraction de gaz instantanée pour un écoulement gaz-liquide dans une colonne en 3D d'un diamètre de 10.2 cm. Un système incluant une illumination par rideau laser a dû être développé pour obtenir des images représentant seulement un plan de la conduite. L'analyse de ces images permet d'estimer simultanément la fraction de gaz instantanée dans le plan étudié ainsi que la vitesse des phases. Le même système d'analyse d'image a été utilisé par (Lin 1996) pour étudier l'écoulement dans une colonne en 2D dont l'épaisseur variait entre 0.64 mm et 1.27 mm. À partir des données de fraction de gaz instantanée, les chercheurs ont pu tracer la distribution de la fraction de gaz moyenne le long de la section de la conduite en effectuant des moyennes spatiales et temporelles. Une technique basée sur l'analyse d'image a également été utilisée par (Wilmarth 1997) pour déterminer la fraction de gaz instantanée dans une colonne verticale en 2D d'une épaisseur de 1 mm à 2 mm. Un algorithme a été développé par les chercheurs pour traiter les images enregistrées par une caméra numérique et ainsi clarifier l'interface entre les phases. Cette interface a ensuite pu être séparée du reste de l'image et les phases liquide et gaz ont été distinguées l'une de l'autre. En faisant la moyenne de la fraction de gaz pour toutes les images obtenues, il a été possible pour les chercheurs de calculer la fraction de gaz moyenne dans la conduite.

Puisque les chercheurs souhaitaient estimer la fraction volumique du gaz d'après une image projetée de l'écoulement, des hypothèses ont été posées quant à la forme 3D des bulles observées. Il a simplement été supposé que les bulles plus petites que l'épaisseur de la conduite étaient sphériques alors que les bulles plus grandes remplissaient toute l'épaisseur entre les plaques. Le film liquide entre la bulle et les parois est ainsi négligé dans le calcul de la fraction de gaz. À l'aide d'une analyse géométrique qui n'est pas détaillée, les chercheurs estiment que l'erreur maximale dans le calcul de la fraction de gaz moyenne est de 25 % et dépend de la taille des bulles dans l'écoulement. Plus tard, (Spicka 2001) a également utilisé l'analyse d'image pour estimer la fraction de gaz dans une colonne de bulles en 2D. L'écoulement étudié était composé d'air et d'eau dans une colonne verticale d'une épaisseur de 2 mm. Contrairement aux autres études, l'algorithme d'analyse d'image utilisé par les chercheurs permet à la fois une identification de l'interface ainsi qu'une identification directe des phases basée sur une analyse du contraste. Les deux types d'identifications sont alors combinés pour effectuer plus précisément la distinction entre les phases. L'identification par contraste est rendue possible grâce à l'ajout par les chercheurs d'une teinture à l'eau. Cette teinture altère cependant les propriétés du liquide, particulièrement la tension superficielle. Comme dans l'étude précédente, il est nécessaire d'estimer une fraction volumique de gaz d'après une image projetée de l'écoulement. Pour effectuer cette estimation, une étude de la forme des bulles en 3D a été réalisée par les chercheurs. En filmant des bulles de différentes tailles en ascension entre 2 plaques distantes de 2 mm, un facteur de forme a été déterminé. Ce facteur représente le ratio entre le volume réel occupé par la bulle et son volume si elle occupait tout l'espace entre les

plaques. En utilisant cette technique, les chercheurs ont pu obtenir la fraction de gaz moyenne dans le canal. La comparaison de la valeur obtenue par analyse d'image à celle obtenue par une mesure de la chute de pression entre deux points a montré une bonne ressemblance. La distribution spatiale de la fraction de gaz moyenne dans la conduite a également pu être obtenue à partir des images analysées.

Choix des méthodes de mesure de la fraction de gaz

À la suite de cette revue des différentes techniques de mesure de la fraction de gaz, le choix se porta sur l'utilisation de l'analyse d'image pour obtenir à la fois la fraction de gaz moyenne dans l'écoulement, et sa distribution spatiale. La méthode sera basée sur la détection de l'interface entre les phases par traitement numérique des images d'une caméra CCD, similaire à celle présentée par (Wilmarth 1997). L'effet de la forme des bulles en 3D sera cependant considéré par l'ajout d'un facteur de forme, tel que suggéré par (Spicka 1999). Tous les détails de la méthode, incluant le développement de l'algorithme d'analyse d'image, sont présentés au chapitre 4.

2.7.2. Mesure du diamètre équivalent des bulles dans l'écoulement

L'estimation de la taille des particules (gouttelettes ou bulles) dans un écoulement gaz-liquide est un facteur important dans la compréhension de celui-ci et sera nécessaire à la plupart des processus de modélisation mathématique. Pour ces raisons, un certain nombre de techniques ont été développées pour évaluer ce paramètre. Plusieurs des ces

techniques sont des méthodes optiques basées sur l'absorption ou la dispersion de la lumière et ne seront pas applicables à l'écoulement étudié. Elles ont en effet été développées pour mesurer la taille des gouttelettes ou des bulles très petites, dont le diamètre équivalent est inférieur à un millimètre et qui possèdent ainsi une forme presque parfaitement sphérique, en raison de l'importance relative de la force de tension superficielle. Ces techniques seront ainsi difficilement applicables à l'étude de l'écoulement dans la rainure, où les bulles ont un diamètre équivalent variant de quelques millimètres à plusieurs centimètres. Relativement peu de méthodes seront applicables à la mesure de telles bulles déformables. Il sera le plus souvent nécessaire d'avoir recours à une ou plusieurs sondes insérées dans l'écoulement. Ces méthodes intrusives s'appuient sur une différence importante d'une propriété physique entre les phases liquides et gaz, par exemple la conductivité électrique ou encore l'indice de réfraction (Hetsroni 1982). Le signal envoyé par la sonde permet de distinguer si celle-ci se trouve dans le liquide ou le gaz. La sonde pourra ainsi être utilisée pour mesurer la fréquence de passage des bulles. Il est également possible d'estimer la taille des bulles en mesurant le temps pendant lequel la sonde détectera la phase gazeuse. Bien que généralement simples d'utilisation et peu coûteuses, ces méthodes possèdent d'importants désavantages. Un nombre limité de bulles peut être mesuré et la présence des sondes dans l'écoulement introduit une perturbation. De plus, si la mesure de la fréquence de passage des bulles est directe, l'estimation du diamètre de celles-ci nécessite de connaître d'autres paramètres de l'écoulement.

De nombreux chercheurs ont eu recours aux techniques de mesure basées sur l'analyse d'image pour estimer le diamètre des bulles dans l'écoulement. Celles-ci permettent d'évaluer la forme de toutes les bulles présentes dans une image et ainsi de calculer leur diamètre équivalent. Le processus d'analyse d'image développé par (Wilmarth 1997) pour estimer la fraction de gaz dans un canal vertical mince comprend une identification des interfaces entre le gaz et le liquide et permet ainsi de tracer le périmètre de toutes les bulles détectées. Le diamètre équivalent de chaque bulle dans l'image est ensuite calculé d'après cette mesure de périmètre. Les résultats obtenus par les chercheurs concernant la taille des bulles dans l'écoulement ne sont pas publiés directement, mais ce paramètre est utilisé pour estimer la forme des bulles et ainsi évaluer correctement la fraction de gaz. Une méthode similaire nécessitant la mesure de la taille de chaque bulle pour l'estimation de la fraction de gaz est utilisée par (Spicka 1999) dans une colonne de bulles mince. L'algorithme de reconnaissance des images et de correction de la fraction de gaz selon la taille des bulles est cependant différent. (Hiscock 2001) ont eux aussi utilisé l'analyse d'image pour évaluer la taille des bulles, cette fois dans une conduite verticale de 76 mm de diamètre. L'algorithme développé est basé sur la détection de l'interface entre le gaz et le liquide suivi d'une opération de remplissage qui permet d'évaluer l'aire projetée de chaque bulle détectée. Le diamètre équivalent des bulles ainsi que la position du centroïde seront évalués directement d'après l'aire projetée. Finalement, (Zaruba 2005) ont estimé plusieurs paramètres dont la taille des bulles dans une colonne d'une épaisseur de 2 cm. L'algorithme d'analyse d'image utilisé est similaire à celui utilisé par d'autres chercheurs et permet l'identification de l'aire projetée de chaque bulle. Le diamètre

équivalent des bulles ne sera cependant pas calculé directement d'après l'aire projetée. Chaque bulle sera plutôt supposée comme un ellipsoïde ayant une certaine longueur des axes dans le plan de l'image. En supposant une largeur pour la bulle dans la troisième dimension, son volume est estimé. Le diamètre équivalent sera alors déterminé comme étant le diamètre d'une sphère ayant le même volume.

Choix des méthodes de mesure du diamètre équivalent des bulles

Un grand nombre de chercheurs ont ainsi eu recours à l'analyse d'image pour estimer le diamètre équivalent des bulles. Lorsque l'écoulement étudié s'y prête bien l'analyse d'image a plusieurs avantages sur les autres méthodes de mesure et c'est cette méthode qui sera utilisée pour déterminer le diamètre équivalent des bulles dans la rainure. L'algorithme permettant l'identification du contour des bulles comprendra des opérations d'amélioration de l'image et de seuil automatique et sera similaire à celui utilisé par plusieurs chercheurs dont (Wilmarth 1997). Une opération de remplissage permettra de connaître l'aire projetée de chaque bulle et ainsi de mesurer son diamètre équivalent. Celui-ci sera estimé comme étant le diamètre d'un cercle ayant la même aire que la bulle dans le plan de l'image, tel que proposé par (Hiscock 2001). Étant donnée qu'une analyse de la forme des bulles dans la troisième dimension est réalisée pour estimer la fraction de gaz, le diamètre équivalent des bulles pourrait facilement être présenté autrement, par exemple comme étant le diamètre d'une sphère de volume similaire à la bulle.

2.7.3. Mesure de la vitesse des phases

La vitesse des phases est un paramètre qu'il sera souvent nécessaire d'évaluer expérimentalement dans un écoulement gaz-liquide. La vitesse relative entre les phases permet en effet de quantifier l'échange de quantité de mouvement ayant lieu à l'interface. Cette donnée permettra de mieux comprendre l'écoulement et sera souvent nécessaire à toute modélisation mathématique de celui-ci. Pour cette raison, de nombreuses techniques ont été développées pour évaluer les vitesses locales ou globales dans les différentes phases d'un écoulement gaz-liquide. Comme c'est le cas pour la mesure de plusieurs paramètres d'un écoulement, le choix d'une ou plusieurs techniques de mesure sera fonction de la morphologie de l'écoulement. Dans le cas présent, la vitesse instantanée des bulles ainsi que le champ de vitesse dans la phase liquide devront être évalués pour un régime ressemblant à l'écoulement en bulles (*bubbly flow*) où des objets relativement grands et déformables pourraient être présents.

Des méthodes intrusives telles que l'utilisation d'un anémomètre thermique à fil chaud ou à film chaud permettront d'obtenir la vitesse d'une phase en un point précis de l'écoulement gaz-liquide. Le traitement du signal obtenu permettra d'effectuer la distinction entre les phases et d'extraire des données supplémentaires telles que l'intensité de turbulence dans le liquide (Hewitt 1978). Lorsque l'écoulement le permet, l'utilisation d'un technique non intrusive telle que l'anémomètre laser Doppler (LDA) pourrait être souhaitable. Cette technique, couramment utilisée pour les écoulements à une seule phase, permet d'évaluer avec un très faible temps de réponse la vitesse de très petites particules de

l'écoulement à l'intérieur d'une petite zone où deux faisceaux lasers se croisent. Il est également possible d'utiliser l'anémométrie laser Doppler dans un écoulement gaz-liquide, mais certaines difficultés y sont associées. En effet, la technique de mesure est basée sur la dispersion de la lumière par les petites particules de l'écoulement. Lorsque des bulles beaucoup plus grosses sont présentes, elles enverront également un signal qu'il est nécessaire d'identifier. De nombreuses techniques ont été développées pour effectuer une telle distinction et un résumé de celles-ci est présenté par (Sheng 1991). Il ressort de cette analyse que bien que l'anémométrie laser Doppler puisse être appliquée à un écoulement gaz-liquide, elle reste beaucoup mieux adaptée aux situations où les bulles sont très petites et où la fraction de gaz est faible.

L'analyse d'image est une technique de plus en plus utilisée pour mesurer les vitesses dans un écoulement et s'adapte bien à l'écoulement gaz-liquide. Lorsqu'elle est utilisée correctement, cette technique permet de mesurer la vitesse instantanée en plusieurs points de la zone d'analyse avec un très faible temps de réponse. De manière générale, cette technique consiste à comparer deux images de l'écoulement séparées par un petit pas de temps Δt . L'analyse effectuée permettra de déterminer le déplacement des objets présents dans l'écoulement, bulles ou particules solides, entre les deux images. Selon le type d'analyse effectuée, il est possible de séparer les méthodes de mesure de vitesse par analyse d'image en deux catégories, la vélocimétrie à images de particules (PIV) et le pistage des particules (PTV), (Adrian 1991).

La vélocimétrie à images de particule sera très souvent utilisée pour évaluer le champ de vitesse dans un liquide. Il s'agit de diviser l'image de l'écoulement en différentes sections appelées zones d'interrogation. Chacune de ces zones devra contenir plusieurs particules. Le déplacement moyen des particules dans chaque zone d'interrogation sera obtenu en comparant les deux images au moyen d'une corrélation. Plus de détails concernant cette analyse sont présentés au chapitre 4 du présent rapport. Il sera le plus souvent nécessaire d'ajouter au fluide dont la vitesse est mesurée, une certaine quantité de particules solides. Étant donné que la vitesse du fluide est estimée d'après le déplacement des particules, celles-ci devront être très petites et leur densité devra être la plus proche possible de celle du fluide. Une illumination adéquate de l'écoulement devra être utilisée pour que les images puissent être analysées. L'utilisation de lasers munis d'une optique cylindrique permet d'obtenir un rideau de lumière presque 2D. De cette façon, seules les particules se trouvant dans un plan perpendiculaire à la caméra seront illuminées. Ce type d'illumination peut également fournir deux impulsions très rapprochées ce qui permet d'évaluer des vitesses élevées. La vélocimétrie à images de particules peut également être utilisée pour évaluer la vitesse d'objets plus gros, par exemple des bulles. S'il est possible de faire la distinction entre les phases, les vitesses des bulles et du liquide pourraient même être déterminées simultanément. Un certain nombre de difficultés y sont cependant rattachées, tel que mentionné par (Cheng 2005). Ces difficultés viennent principalement du fait que la vitesse des bulles fluctue beaucoup et qu'elles peuvent interagir entre elles. Il pourra ainsi être difficile de déterminer le vecteur vitesse pour un groupe de bulles par corrélation et cette vitesse ne sera pas nécessairement représentative. Pour ces raisons,

plusieurs chercheurs ont plutôt recours au pistage des particules (PTV) pour estimer la vitesse des bulles dans un écoulement. Ce type d'analyse consiste à relier directement les images d'un objet prises à deux ou plusieurs instants différents. Il sera ainsi possible de trouver un vecteur vitesse pour chaque bulle et de connaître également son diamètre équivalent.

Une forme simple de PTV a été utilisée par (Mishima 1993) pour évaluer la vitesse des grosses bulles hémisphériques à l'intérieur d'un écoulement gaz-liquide vertical dans une conduite rectangulaire. La position de la bulle était déterminée manuellement sur les différentes images et les chercheurs estiment que l'erreur sur la vitesse se situe autour de 20%. Une analyse PIV sur des images obtenues en utilisant une illumination de type rideau laser a été réalisée par (Chen 1994) pour mesurer simultanément le champ de vitesse dans les phases liquide et gaz d'un écoulement vertical dans une conduite circulaire. Le même système a été utilisé par (Lin 1996) pour évaluer les vitesses des phases dans une colonne de bulles d'une épaisseur de 1,27 mm. Il a ainsi été possible aux chercheurs d'associer les vitesses des bulles à leur diamètre équivalent et de déterminer un profil moyen pour les vitesses dans le liquide. (Spicka 1999) a utilisé une analyse de type PTV pour estimer la vitesse des bulles de différentes tailles dans une colonne de bulle d'une largeur de 2 mm. Un système laser Doppler (LDA) a été utilisé séparément pour estimer le champ de vitesse dans le liquide. Un profil moyen pour la vitesse dans chacune des deux phases a ainsi pu être présenté par les chercheurs. Une analyse par corrélation s'apparentant à la fois à la PIV et à la PTV a été réalisée par (Hiscock 2001) pour étudier un écoulement en bulles

hémisphériques (*slug flow*) dans une conduite circulaire verticale. Les images de l'écoulement étaient séparées en deux parties, l'une représentant la bulle hémisphérique et l'autre représentant les petites bulles situées au-dessus ou en dessous. La position de la grosse bulle a été déterminée par traitement numérique sur les images subséquentes de l'écoulement (PTV). La partie de chaque image représentant les petites bulles a été divisée en plusieurs zones d'interrogation et un vecteur vitesse moyen des bulles a été trouvé dans chacune de ces zones par corrélation statistique (PIV). Les données ainsi obtenues par analyse d'image ont été comparées à celles provenant de deux sondes à film chaud insérées dans l'écoulement. Les chercheurs ont trouvé une différence moyenne de 4 % sur les vitesses des petites et grandes bulles mesurées avec les deux techniques. Finalement, (Zaruba 2005) a utilisé la PTV pour déterminer la vitesse de montée des bulles dans une colonne de 20 mm d'épaisseur opérant sous le régime en bulles (*bubbly flow*). La position de chaque bulle sur des images successives a été évaluée et la vitesse instantanée a ainsi pu être déterminée. Au lieu de suivre la position du centroïde de l'aire projetée de la bulle, les chercheurs ont choisi d'utiliser l'aire de la section plus pâle apparaissant au centre de la bulle. Cette technique permet de déterminer la vitesse des bulles même lorsqu'elles se déplacent en groupes. Les vitesses dans le liquide n'ont pas été évaluées pour cet écoulement.

L'analyse réalisée montre bien que les méthodes de mesure non intrusives par traitement d'images peuvent bien s'appliquer à déterminer la vitesse des phases dans toutes sortes d'écoulement gaz-liquide. Dans la rainure, un système commercial de vélocimétrie à

images de particules (comprenant un éclairage laser, une caméra, un synchroniseur et un programme d'acquisition et d'analyse) sera utilisé pour déterminer les vitesses dans la phase liquide. Étant donné que les bulles présentes dans l'écoulement (particulièrement les plus grosses) dispersent la lumière, cette méthode ne pourra être utilisée qu'à faible fraction de gaz. L'image des bulles obtenue n'est pas non plus assez nette pour effectuer une analyse par PTV et estimer leur vitesse en même temps que le liquide en raison de la dispersion de la lumière laser effectuée par l'interface des bulles. L'analyse PTV pour déterminer la vitesse des bulles sera donc effectuée séparément en utilisant un éclairage diffus provenant de derrière le canal ouvert tel que proposé par (Spicka 1999) ou (Zaruba 2005).

2.7.4. Résumé des méthodes de mesure utilisées

En tenant compte de la revue effectuée, il fut décidé que des méthodes non intrusives basées sur l'analyse d'image seraient utilisées pour mesurer tous les paramètres de l'écoulement. Des outils d'analyse d'image, dont le développement est présenté au chapitre 4, permettront de mesurer la fraction de gaz, la taille de bulles de même que la vitesse de celles-ci à partir des images enregistrées par une caméra haute vitesse avec un éclairage diffus. Pour obtenir la vitesse dans la phase liquide, un système de vélocimétrie à images de particules (PIV) est utilisé. Ce système possède sa propre caméra ainsi qu'un système d'éclairage utilisant deux lasers munis d'une optique permettant une illumination 2D. La

disposition des différents éléments est présentée à la Figure 2-9 et une description de la méthode de fonctionnement du système est également présentée au chapitre 4.

Il a été déterminé que les méthodes non intrusives basées sur l'analyse d'image seraient utilisées pour mesurer tous les paramètres sur le modèle à eau. Les principales raisons ayant motivé le choix de ces techniques de mesure sont en particulier les caractéristiques du modèle utilisé ainsi que les coûts reliés à l'implantation des différentes méthodes de mesure. La possibilité d'utiliser des matériaux transparents pour construire le modèle permettra le recours à toutes les méthodes de mesures optiques, qui peuvent estimer un très grand nombre de paramètres. De plus, la géométrie presque bidimensionnelle de l'écoulement se prête particulièrement bien à l'utilisation des méthodes photographiques. En effet, la largeur du canal b n'est pas très grande (de 0,5 à 2 cm) par rapport à la taille de la majorité des bulles. Ces bulles se retrouveront ainsi coincées entre les parois du modèle. Ceci fera en sorte que leur mouvement sera presque uniquement dans le plan x-y (voir Figure 2-6 pour une définition du système de coordonnées) et qu'il y aura très peu de chevauchement entre elles. L'analyse des images représentant le plan x-y permettra alors de mesurer directement plusieurs paramètres de l'écoulement. Les méthodes photographiques peuvent également être utilisées dans le cas d'un écoulement n'ayant pas nécessairement un mouvement bidimensionnel. Par ailleurs, un modèle transparent permet l'utilisation d'une illumination 2D telle que celle qui peut être fournie par un laser muni d'une optique spécifique. Cette technique d'illumination permettra alors l'utilisation de la méthode photographique à même pour les écoulements en trois dimensions.

CHAPITRE 4

MESURE DES VARIABLES PAR ANALYSE D'IMAGE

3.1. Outils d'analyse développés pour les images de la caméra haute vitesse

Comme il a été décrit dans la section précédente, des enregistrements vidéo sont réalisés lors de tous les tests étudiant les bulles sous la surface ou la morphologie de l'écoulement dans le canal. Une caméra haute vitesse à CCD (*Charge Coupled Device*) ayant une résolution maximale de 512 par 480 pixels et pouvant réaliser de 30 à 2000 images par seconde est utilisée pour filmer l'écoulement. Les images prises par la caméra sont transmises à un ordinateur grâce à une carte d'acquisition. La visualisation des vidéos et l'enregistrement des données sont réalisés à l'aide d'un logiciel spécialisé. Les images prises par la caméra sont exportées par le logiciel sous forme d'un fichier vidéo sans compression. Ce fichier contient la suite d'images en tons de gris encodées en format 8 bits.

Une analyse d'image est réalisée sur les vidéos enregistrées par la caméra haute vitesse dans le but d'en extraire des données quantitatives. Lors des expériences sur les bulles sous la surface, il est nécessaire de connaître la taille des bulles ainsi que le taux de couverture. Pour les expériences sur la morphologie de l'écoulement dans la rainure,

l'analyse d'image permettra d'obtenir la fraction de gaz dans le canal, la taille des bulles, ainsi que leur vitesse.

La section 3.1.1 présente les concepts de base de l'analyse d'image et décrit les différentes opérations mathématiques qui sont effectuées pour permettre d'extraire des données quantitatives. Les sections 3.1.2, 0 et 0 présentent les programmes créés pour analyser les images de l'écoulement dans la rainure. La section 3.1.5 décrit l'algorithme développé pour analyser les images des bulles sous la surface. Toutes les opérations mathématiques de base sur les images de même que le développement des programmes d'analyse sont réalisées à l'aide du logiciel MATLABTM. Une estimation de la précision des mesures effectuées à l'aide des méthodes d'analyse d'image est présentée à la section 3.2. La mesure des vitesses dans le liquide est, elle aussi, basée sur les principes d'analyse d'image. La prise des images, le traitement et l'analyse sont cependant réalisés complètement par un système PIV. Le fonctionnement de ce système est présenté à la section 3.3.

3.1.1. Opérations mathématiques sur les images

De nombreuses techniques ont été développées au cours des années pour modifier des images encodées numériquement sur un ordinateur. En réalisant diverses opérations mathématiques sur ces images, il est possible d'effectuer certaines tâches telles que

d'améliorer leur apparence, d'accentuer certains détails, de les compresser ou encore de permettre à une machine d'en interpréter certains aspects.

Représentation numérique des images

Il existe plusieurs façons de représenter numériquement une image. La qualité d'une image brute sera fonction de deux facteurs, sa résolution et sa précision (Gonzales 1979). La résolution de l'image est fonction du nombre d'éléments qui la constituent (appelés pixels de l'anglais « picture elements »). La résolution est généralement exprimée par deux nombres entiers le premier étant la largeur de l'image en pixels, l'autre sa hauteur. Chaque pixel constituant l'image possède une couleur ou un ton de gris défini par un nombre. La précision d'une image représente le nombre de valeurs différentes que pourra prendre chacun des pixels la constituant. Par exemple, pour les images en tons de gris (« grayscale »), chacun des pixels pourra être complètement noir, complètement blanc ou encore quelque part entre les deux. Le nombre de valeurs intermédiaires sera fonction de la précision de l'image. Les images provenant de la caméra haute vitesse ont une précision maximale de 8 bits. C'est-à-dire qu'un nombre en format 8 bits décrit chacun des pixels de l'image. Ceux-ci pourront ainsi prendre 256 valeurs différentes de ton de gris. Évidemment, plus la qualité d'une image est grande, plus sa taille sera importante. Ainsi, pour une image en format 8 bits, chaque pixel occupe un espace de 8 bits ou 1 octet. Une image d'une résolution de 512 par 480 occupera ainsi un espace de 245 560 octets ou encore 240 Ko.

On peut également représenter une image en format 8 bits ayant m par n pixels comme une matrice de m lignes par n colonnes. Chaque élément de cette matrice A_{ij} pourra prendre n'importe quelle valeur entière à partir de 0, lorsque le pixel est parfaitement noir, jusqu'à 255, lorsque le pixel est complètement blanc.

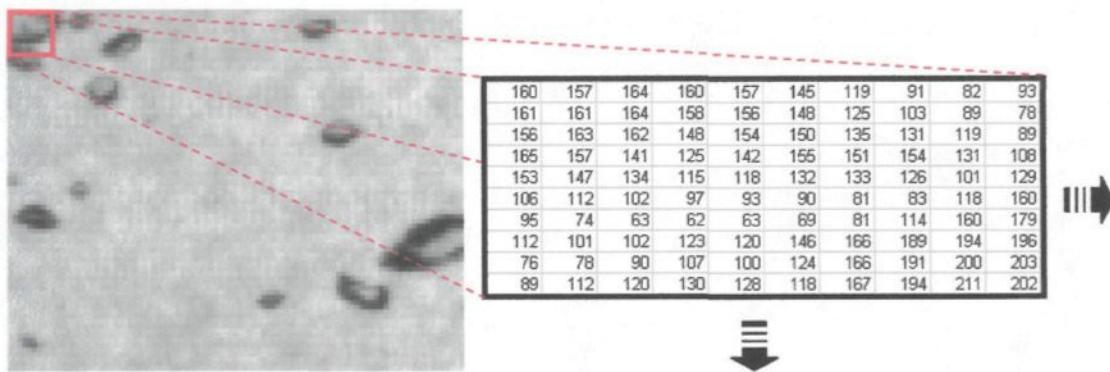


Figure 3-1: représentation matricielle d'une image en tons de gris

La Figure 3-1 illustre cette représentation matricielle pour une fraction d'une image des bulles dans la rainure. Ce type de représentation est à la base des fonctions de traitement d'images disponibles avec certains logiciels tels que MATLABTM et permet d'exprimer très simplement les opérations effectuées sur les images. En plus de posséder une valeur d'intensité, chaque pixel de l'image A_{ij} possède des voisins. La définition des voisins d'un pixel dépend du type de connectivité qui est spécifiée. Les deux types de connectivités les plus utilisées sont la connectivité à 4 pixels et la connectivité à 8 pixels. Ces deux types de connectivités sont illustrés à la Figure 3-2.

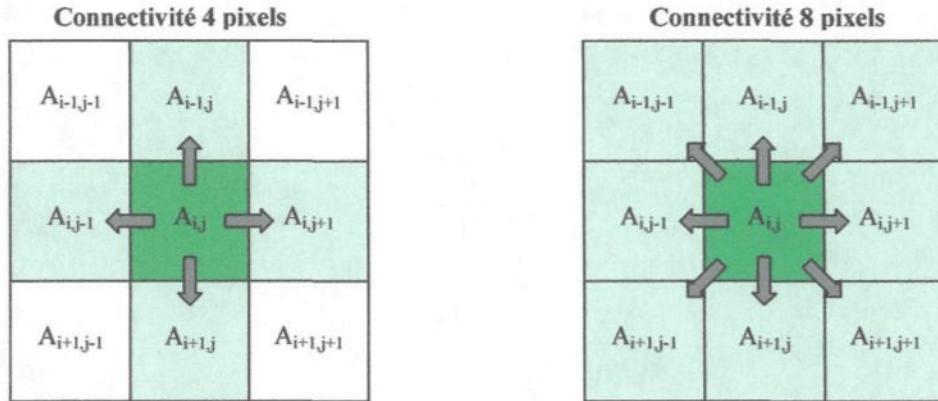


Figure 3-2: Voisins d'un pixel pour différentes connectivités

La définition des voisins d'un pixel sera importante pour plusieurs opérations, particulièrement celles réalisées sur les images en noir et blanc. Les pixels de ces images ne pouvant posséder que deux valeurs différentes d'intensité, une couleur sera définie comme étant l'arrière-plan et l'autre comme étant l'avant-plan. Il sera alors possible de définir un objet comme étant un groupe de pixels de l'avant-plan qui sont voisins, c'est-à-dire connectés. Il sera également possible de déterminer des zones de l'arrière-plan isolées, c'est-à-dire entourées par des pixels de l'avant-plan connectés.

Il est également possible de représenter une image comme étant une fonction scalaire. Pour différentes positions spatiales (x,y) une valeur d'intensité $f(x,y)$ unique est associée. La fonction est évidemment discrète, le nombre de positions et de valeurs d'intensités différentes étant défini par la résolution et la précision de l'image. Ce type de représentation est illustré à la Figure 3-3.

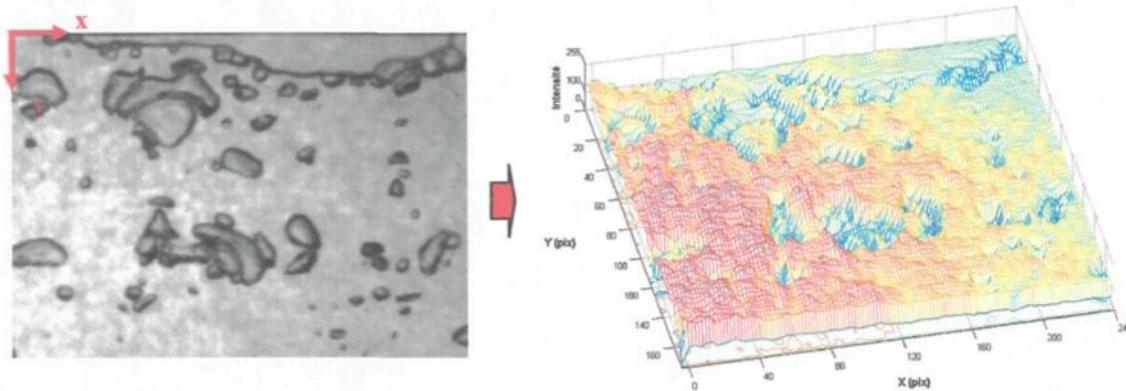


Figure 3-3: Représentation d'une image comme une fonction dans l'espace

Sous cette représentation, la fonction $f(x,y)$ a une valeur plus élevée pour les parties les plus claires de l'image et une valeur plus basse pour les parties les plus sombres. Cette représentation permet de mieux visualiser l'effet de certaines opérations mathématiques sur l'image. Par exemple, la norme du gradient de la fonction sera plus grande dans les zones correspondant à un changement brusque de l'intensité, comme au bord des objets. De façon générale, une opération dans le domaine de l'espace est définie comme une transformation appliquée directement à la fonction $f(x,y)$ tel que noté à l'équation (3-1).

$$g(x, y) = T[f(x, y)], \text{ où la fonction } g(x, y) \text{ représente l'image transformée.} \quad (3-1)$$

En général, deux types de transformations dans l'espace sont possibles, les opérations pixel par pixel et les opérations basées sur le voisinage (Gonzalez 1979). Ces deux types de transformations sont décrits plus loin. En plus des opérations dans le domaine de l'espace, il existe une autre approche aux traitements des images soit les opérations dans le domaine des fréquences. Dans ce cas, les transformations ne sont pas réalisées directement

sur la fonction $f(x,y)$ mais plutôt sur sa transformée de Fourier. Cette approche se base sur le théorème de convolution dont il sera question plus loin.

Opérations pixel par pixel

Les opérations pixel par pixel sont les plus simples qu'il soit possible d'appliquer sur les images. Dans ce type de transformation, la valeur d'un pixel de l'image transformée ne sera fonction que de la valeur du pixel correspondant dans l'image originale. Ce type d'opération s'exprime par :

$$s = T[r] \quad (3-2)$$

Où s représente la valeur de l'intensité (niveau de gris) d'un pixel de l'image transformée, et r celle du pixel correspondant sur l'image originale. Malgré leur simplicité, les opérations pixel par pixel sont très utiles en traitement d'image. Compte tenu de la forme de la fonction T , il est possible de modifier l'image originale de différentes façons. Un exemple d'utilisation de ce type d'opération est l'augmentation du contraste. En utilisant une fonction T semblable à celle illustrée à la Figure 3-4 seul les pixels de l'image originale dont l'intensité est proche de la valeur m garderont une intensité similaire sur l'image transformée. Les pixels dont l'intensité originale est plus faible que m seront plus sombres sur l'image modifiée alors que ceux dont l'intensité est supérieure à m seront plus clairs. Puisque cette transformation assombrit les pixels plus foncés que le seuil m et éclaire les pixels plus clairs que m , elle aura pour effet d'augmenter le contraste. Les valeurs de r et s sur la Figure 3-4 ont été normalisées c'est-à-dire qu'une intensité de 0 correspond à un pixel noir et une intensité de 1 correspond à un pixel blanc.

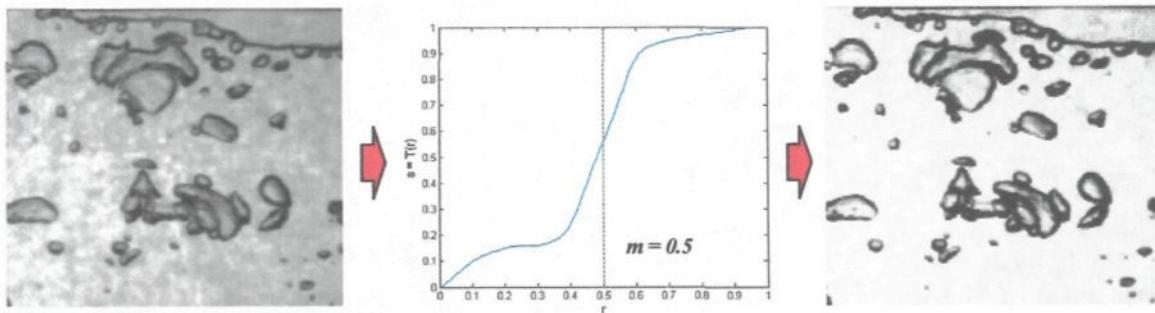


Figure 3-4: Transformation pixel par pixel pour augmentation du contraste

Plus la transformation $T(r)$ affecte des valeurs faibles aux pixels inférieurs à m et des valeurs élevées aux pixels supérieurs à m , plus l'augmentation de contraste sera importante. Cette opération améliore visuellement l'image et pourra en faciliter l'interprétation. Elle n'aide cependant pas directement à la quantification de l'image par l'ordinateur. À la limite, la transformation pourra affecter une valeur de zéro (noir) à tous les pixels dont l'intensité est inférieure au seuil m et une valeur de 1 (blanc) pour tous les pixels supérieurs à m . Ce type d'opération pourra être utilisé pour faire la différence entre les objets de l'image et l'arrière-plan et ainsi être en mesure d'en extraire des données quantitatives. Le succès de cette opération dépendra des caractéristiques de l'image sur laquelle la transformation est appliquée de même que de la valeur de seuil choisie. Les caractéristiques de l'image peuvent être améliorées, notamment par l'application de transformations basées sur le voisinage dont certaines sont décrites à la section suivante.

Le choix d'une valeur de seuil pour la détection des objets est très important puisque ce choix aura une influence directe sur les résultats de l'analyse quantitative des images. Étant donné qu'il peut exister des différences globales entre les images et même entre

certaines parties d'une même image, il sera souhaitable de déterminer automatiquement le seuil à appliquer pour la transformation. Les caractéristiques statistiques de l'image sont utilisées pour cette opération. En séparant les pixels en différentes classes selon leur intensité, il est possible de tracer l'histogramme de l'image. Pour une image dans laquelle il y a peu de bruit et où les objets se distinguent bien, l'histogramme possédera deux pics correspondant aux intensités de l'arrière-plan et à celle des objets. Dans un tel cas, la sélection du seuil à appliquer pour séparer les pixels consistera à trouver la valeur d'intensité correspondant au fond de la vallée entre les deux pics (Gonzales 1979). Une telle procédure est illustrée à la Figure 3-5 pour une partie d'une image ne contenant qu'une seule bulle.

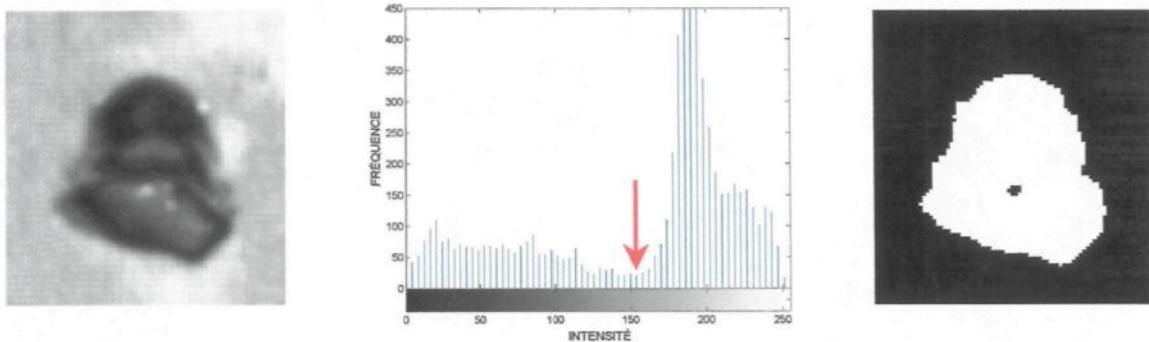


Figure 3-5 : Sélection du seuil par analyse de l'histogramme de l'image

Dans plusieurs cas, il ne sera pas évident de déterminer de façon précise le fond de la vallée. Les pics d'intensité entre les objets et le fond sont souvent très inégaux et les images possèdent toujours un certain niveau de bruit. La détermination automatique du seuil à appliquer nécessite alors une certaine analyse statistique de l'image. Plusieurs techniques ont été développées pour effectuer cette opération, celle présentée par

(Otsu 1979) a été utilisée dans le cadre de ce projet. Lorsqu'un seuil est choisi, les pixels de l'image sont séparés en deux classes. La technique développée par Otsu consiste à trouver le seuil d'intensité qui fera en sorte que la variance entre classes soit maximisée. Même si cette technique de détection a donné de bons résultats, il n'a pas été possible de l'appliquer directement pour détecter les bulles sous l'anode ou encore les bulles dans la rainure. La configuration du montage expérimental utilisé fait en sorte qu'il n'y a pas une différence nette entre l'intérieur des bulles et l'arrière-plan. La détection des bulles a ainsi dû se baser sur une identification du contour de celles-ci. L'identification du contour des bulles est réalisée également par application d'un seuil déterminé automatiquement par la méthode proposée par (Otsu 1979) mais les images doivent auparavant être traitées pour augmenter le contraste entre les contours et le reste de l'image. Ce traitement est réalisé au moyen d'opérations basées sur le voisinage.

Opérations basées sur le voisinage

Dans ce type d'opération, la valeur d'un pixel de l'image transformée dépendra à la fois de la valeur du pixel correspondant de l'image originale, mais également de la valeur des pixels qui l'entourent. L'application d'un filtre sur une image correspond à une opération basée sur le voisinage. Cette opération permettra de faire ressortir certaines caractéristiques de l'image et s'apparente à l'expression mathématique de la convolution.

Pour deux fonctions continues $f(x)$ et $g(x)$, la convolution de ces deux fonctions $f(x)*g(x)$ est définie de la façon suivante :

$$f(x)*g(x) = \int_{-\infty}^{\infty} f(\alpha) \cdot g(x - \alpha) d\alpha, \quad (3-3)$$

où α est une variable quelconque pour l'intégration.

Il est également possible d'appliquer cette opération dans le cas où les fonctions choisies sont des fonctions discrètes comme c'est le cas pour les images. Supposant que u et v sont deux vecteurs ayant un certain nombre de composantes tel que $u = u(1), u(2), u(3) \dots u(m)$ et que $v = v(1), v(2), v(3) \dots v(n)$ la convolution discrète de ces deux vecteurs est alors définie de la façon suivante :

$$u(x)*v(x) = \sum_j u(j)v(x - j + 1), \quad (3-4)$$

Dans l'équation précédente, pour chaque x, j prendra toutes les valeurs supérieures ou égales à 1 qui font en sorte que $u(j)$ et $v(x-j+1)$ réfèrent à un indice valide des vecteurs u et v . Le résultat de la convolution est un vecteur possédant un nombre de composantes égal à $m + n - 1$. La convolution discrète peut également être appliquée en 2D. En exprimant les images comme des fonctions discrètes en 2D ou encore comme de matrices ayant un certain nombre de composantes, il est possible d'effectuer une convolution entre deux images ou entre une image et une autre matrice. L'application d'un filtre sur une image est une illustration d'une convolution discrète. Pour ce faire, une matrice généralement petite qui agit comme filtre est définie. L'image filtrée est alors obtenue en effectuant la convolution

du filtre avec l'image originale. Il est possible de visualiser cette opération comme le fait de passer le filtre successivement sur tous les pixels de l'image originale. La forme du filtre choisi permet d'accomplir différentes opérations de transformation sur l'image. La Figure 3-6 illustre l'application d'un filtre particulier sur une image. La forme du filtre choisi dans cet exemple fait en sorte que chaque pixel de l'image transformée est une moyenne des pixels qui l'entourent dans l'image originale. Un tel filtre aura ainsi pour effet d'adoucir les éléments d'une image et de la rendre moins précise.

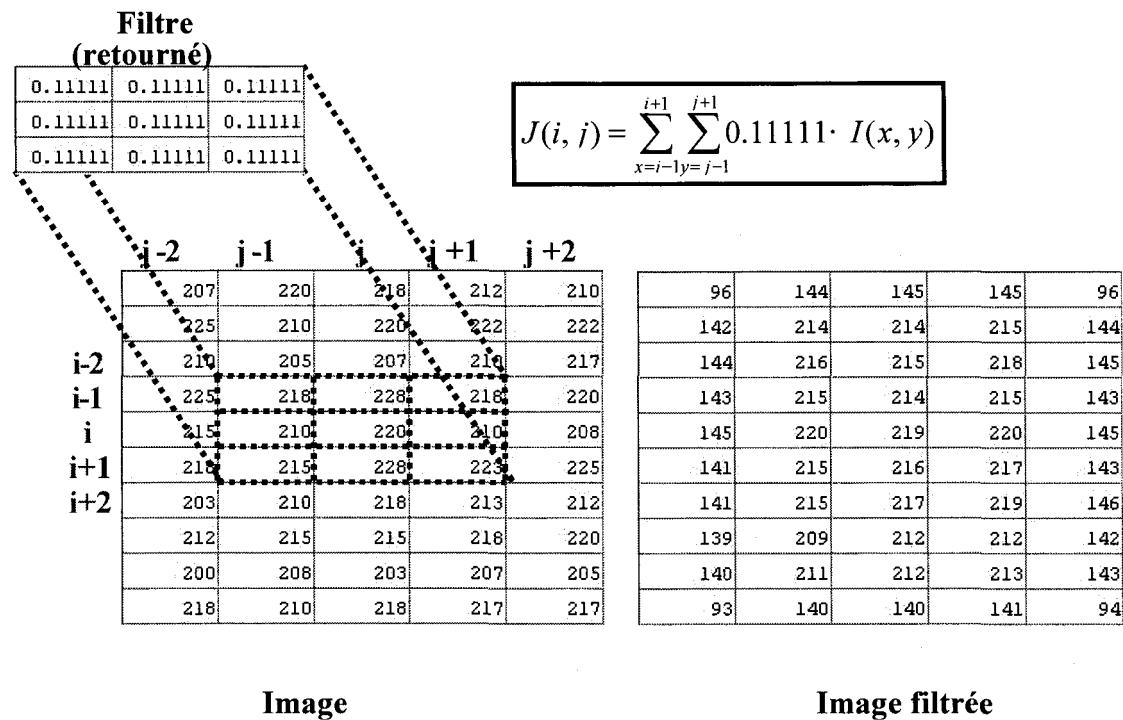


Figure 3-6: Application d'un filtre moyen sur une image

On remarque sur la Figure 3-6 que les pourtours de l'image transformée (première et dernière lignes ainsi que première et dernière colonne) ont des valeurs d'intensité considérablement moins élevées que le reste de l'image. Ceci est du au fait que pour réaliser la convolution et obtenir une image transformée de la même grandeur que l'image originale, il est nécessaire d'ajouter des valeurs (ici des zéros) autour de l'image originale et ne conserver que la partie du résultat ayant la même grandeur que l'image originale.

En pratique, réaliser l'opération de convolution sur de grandes images peut demander un temps de calcul relativement élevé. C'est pour cette raison que la plupart des outils de traitement d'images font usage d'une propriété mathématique appelée le théorème de convolution. Ce théorème révèle que le fait de réaliser l'opération de convolution dans le domaine de l'espace est équivalent à réaliser une multiplication dans le domaine des fréquences. Soit la fonction $f(x)$ ayant la transformée de Fourier $F(u)$ et la fonction $g(x)$ ayant la transformée de Fourier $G(u)$, le théorème de convolution est exprimé de la façon suivante :

$$\mathcal{F}\{f(x) * g(x)\} = F(u)G(u) \quad (3-5)$$

$$\mathcal{F}\{f(x)g(x)\} = F(u) * G(u) \quad (3-6)$$

Puisque des méthodes numériques permettent d'estimer très rapidement la transformée de fourrier d'une fonction discrète, il sera généralement plus rapide de réaliser

uniformément sombre. Un exemple de l'effet de cette transformation est montré à la Figure 3-7.

$$h = \begin{bmatrix} -0.1667 & -0.6667 & -0.1667 \\ -0.6667 & 4.333 & -0.6667 \\ -0.1667 & -0.6667 & -0.1667 \end{bmatrix} \quad (3-7)$$

Une fois l'image filtrée, la détection du contour est réalisée en transformant l'image de type tons de gris en image au format binaire noir et blanc. Pour effectuer cette transformation, un seuil déterminé automatiquement selon la méthode proposée par (Otsu 1979) est appliqué à l'image tel que décrit à la section 3.1.1. Étant donné que l'illumination n'est pas uniforme, de meilleurs résultats sont obtenus en divisant l'image en quelques sections avant d'appliquer la transformation. Les sections sont ensuite rassemblées avant de poursuivre l'analyse.

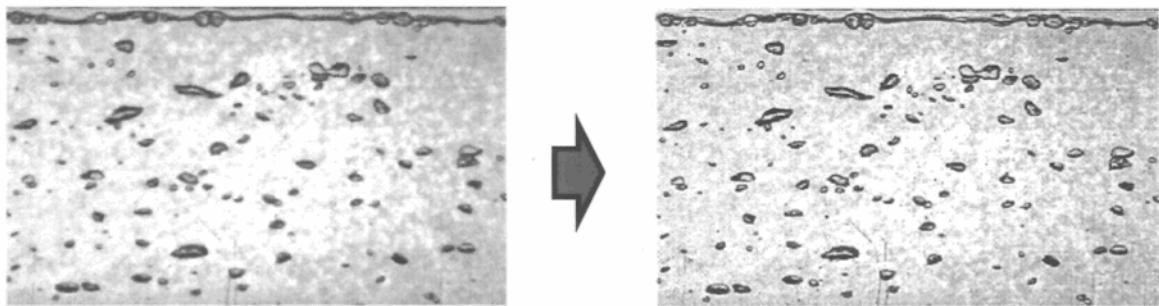


Figure 3-7 : Application d'un filtre pour augmenter le contraste

En raison des irrégularités de l'arrière-plan et de la non-uniformité de l'illumination des pixels isolés apparaissent une fois l'image transformée en format binaire. Puisque ces

pixels ne représentent pas des bulles réellement sur l'image ils seront enlevés. La procédure utilisée fait en sorte que tous les pixels blancs qui ne sont pas connectés, c'est-à-dire dont aucun des voisins n'est blanc deviennent noirs sur l'image transformée. Une fois ces opérations réalisées, l'image transformée montre le contour de toutes les bulles comme des objets blancs sur un arrière-plan noir (Figure 3-8). Un algorithme de remplissage est ensuite appliqué sur l'image dans le but de remplir l'intérieur des bulles détectées. Cette opération fait en sorte que tous les pixels de l'arrière-plan qui ne peuvent être reliés au pourtour de l'image par une série de pixels connectés seront définis comme faisant partie d'un objet et ainsi leur valeur est changée. Pour identifier les pixels de l'arrière-plan connectés lors de cette opération, la connectivité à quatre pixels définie à la Figure 3-2 est utilisée. Sous le format matriciel, l'image obtenue est composée d'une trame de zéros sur laquelle apparaissent des groupes indépendants les uns des autres.

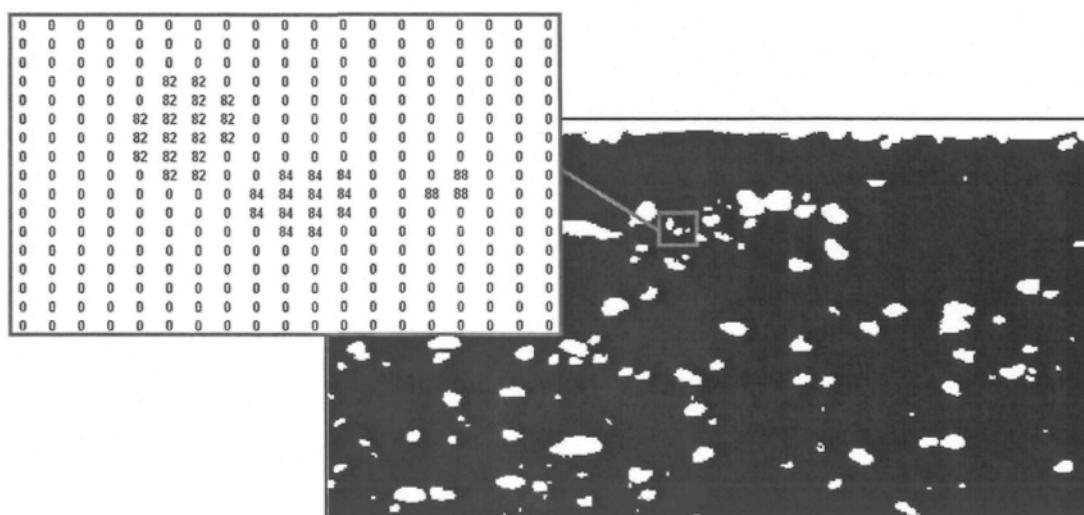


Figure 3-8 : Remplissage des contours et étiquetage des objets

Dans le but d'identifier chaque bulle détectée comme un objet indépendant, une valeur numérique allant de un jusqu'à un chiffre correspondant au nombre total de bulles détectées sur l'image lui est attribuée, (Figure 3-8). Il sera ainsi possible d'extraire les statistiques de l'image. Pour chaque objet détecté, l'aire projetée dans le plan (x-y) A_{x-y} est définie comme étant le nombre de pixels qui composent cet objet sur l'image. À partir de cette valeur, le diamètre équivalent de la bulle est calculé par l'équation suivante :

$$d_e = \sqrt{\frac{4A_{x-y}}{\pi}} \quad (3-8)$$

La position du centroïde de chaque objet, x_c et y_c , peut ensuite être calculée dans les coordonnées de l'image. Soit x_i et y_i les coordonnées du pixel i de l'objet étudié, les coordonnées du centroïde de cet objet se calculent par :

$$x_c = \sum_{i=1}^{np} \frac{x_i}{A_{x-y}} \quad \text{et} \quad y_c = \sum_{i=1}^{np} \frac{y_i}{A_{x-y}} \quad (3-9)$$

Les données ainsi récoltées sur les images permettront de comptabiliser directement la distribution statistique de la taille des bulles. Pour ce faire, la grandeur totale des images en pixels est reliée à la grandeur réelle de la section du montage filmée pour obtenir le ratio pixels par millimètre. En combinant la taille des bulles détectées avec les données obtenue à la suite de l'analyse du profil des bulles dans l'épaisseur de la rainure, présentée à la section 3.1.3, il sera possible d'estimer la fraction de gaz instantanée dans la rainure. Finalement, en effectuant une corrélation entre les données récoltées à la suite de l'analyse

de deux images consécutives, la vitesse des bulles dans la rainure sera déterminée. Cette procédure est décrite à la section 3.1.4. La figure suivante résume la procédure décrite pour effectuer la reconnaissance des bulles dans la rainure pour une image instantanée.

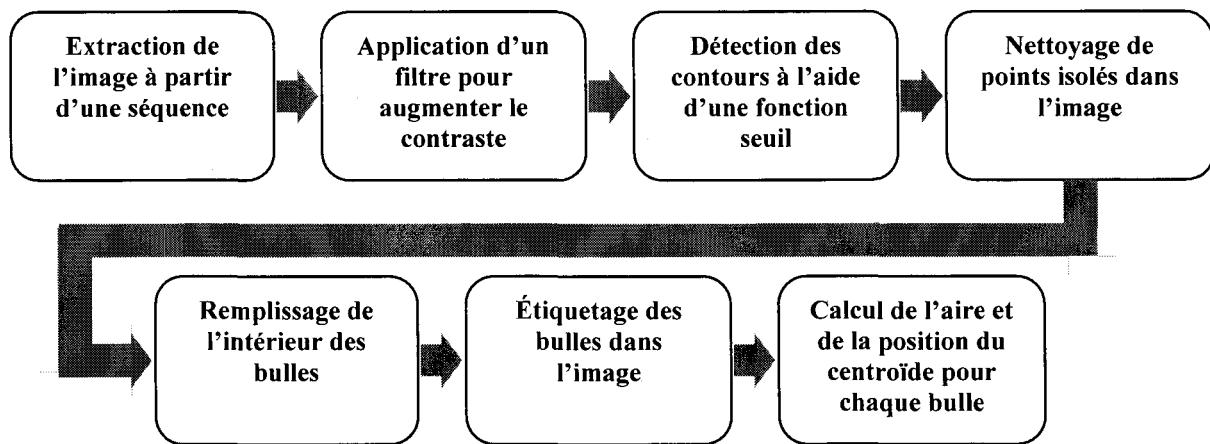


Figure 3-9 : procédure de reconnaissance des bulles dans la rainure

3.1.3. Analyse du profil des bulles dans la rainure

L'analyse d'image décrite à la section précédente permet d'obtenir des données sur la projection des bulles dans le plan de la rainure x-y. Pour être en mesure d'estimer l'espace occupé par chaque bulle détectée, il est nécessaire de connaître son profil c'est-à-dire sa forme dans le plan y-z, perpendiculaire au plan de la rainure. Étant données les dimensions du montage expérimental et le nombre de bulles qui s'y trouvent, il est impossible de connaître instantanément le profil de toutes les bulles présentes dans la rainure. La solution choisie pour estimer le profil des bulles consiste à filmer individuellement la montée de

bulles de différentes dimensions dans la rainure. Il sera alors possible de trouver une relation entre l'aire projetée de la bulle dans le plan x-y et son profil dans le plan y-z. Cette méthode a été utilisée avec succès par (Spicka 1999) pour évaluer la fraction de gaz instantanée dans une colonne de bulles en 2D en utilisant l'analyse d'image.

L'évaluation du profil des bulles est réalisée pour deux épaisseurs différentes de rainure soit $b = 0.5$ cm et $b = 1$ cm. Le volume des bulles dont l'ascension est filmée varie de 0.1 cm^3 jusqu'à 10 cm^3 . Pour chaque volume de bulle utilisé, la montée entre les deux plaques est filmée avec la caméra perpendiculaire à l'axe y-z et avec la caméra perpendiculaire à l'axe x-y. L'analyse d'image réalisée comporte les mêmes étapes que celles présentées à Figure 3-9. Une seule bulle est détectée dans chaque image analysée et les différentes quantités mesurées sont illustrées à la Figure 3-10. Pour chacune des bulles détectées, le facteur de forme C est calculé. Cette quantité est définie par l'équation suivante :

$$C = \frac{A_{y-z}}{l_b b} \quad (3-10)$$

Où A_{y-z} est l'aire projetée de la bulle dans le plan y-z, l_b est la hauteur de la bulle et b est l'épaisseur de la rainure. De cette façon, en multipliant la fraction de l'aire totale dans le plan x-y qui est occupée par la projection d'un bulle par le facteur de forme de cette bulle, il est possible d'obtenir la fraction de l'espace occupée dans la rainure. Puisque le

facteur de forme est exprimé par un rapport, les quantités précédentes sont évaluées directement en pixels. En supposant que la forme de la bulle dans le plan y-z est à peu près identique pour différentes positions en x, le facteur de forme représente le rapport entre le volume réellement occupé par la bulle et le volume qui serait occupé si la bulle emplissait tout l'espace entre les deux plaques.

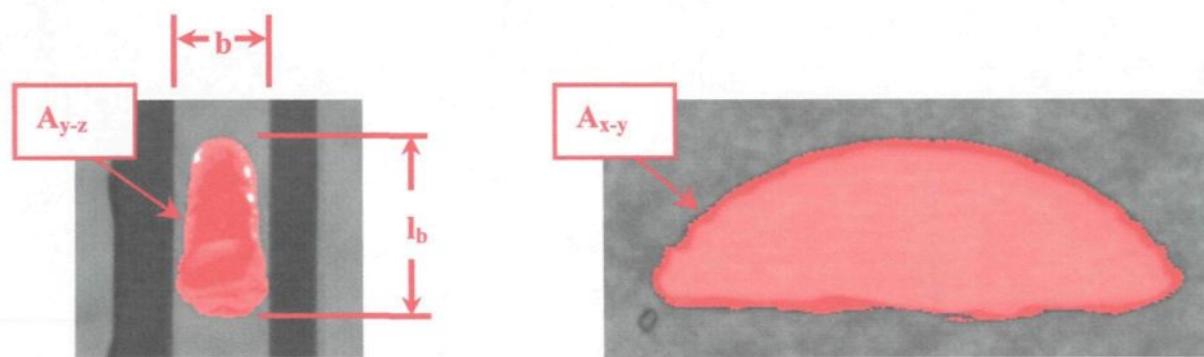


Figure 3-10 : Évaluation du facteur de forme des bulles

En plus d'évaluer le facteur C, l'aire projetée dans le plan x-y est calculée pour chaque bulle testée. Il est alors possible de relier le facteur de forme avec le diamètre de chaque bulle calculé d'après l'équation 4-8. Les résultats obtenus pour une épaisseur de la rainure de 1 cm sont rapportés à la Figure 3-11. Bien que relativement peu de données aient été rapportées pour les bulles très petites et que la précision de ces mesures soit moins grande, il semble raisonnable d'après les images obtenues, de supposer que les bulles dont le diamètre équivalent est inférieur à la largeur du canal ont une forme parfaitement

sphérique. Le facteur de forme d'une sphère parfaite dans la rainure est proportionnel au diamètre de cette sphère et s'exprime par l'équation suivante :

$$C = \frac{\pi d_e}{4b} \text{ puisque } A_{x-y} = A_{y-z} = \frac{\pi d_e^2}{4} \quad (3-11)$$

Cette relation est illustrée à la Figure 3-11 lorsque le diamètre équivalent de la bulle est inférieur à b . Pour les bulles de plus grande dimension, le facteur de forme semble converger vers une valeur fixe. La valeur trouvée est de $C = 0.73$ pour la rainure d'une épaisseur de $b = 1$ cm et de $C = 0.78$ pour la rainure d'épaisseur $b = 0.5$ cm. La même tendance à converger vers un facteur de forme constant a été observée par (Spicka 1999) qui a trouvé un facteur $C = 0.69$ pour évaluer la fraction de gaz dans une colonne de bulles.

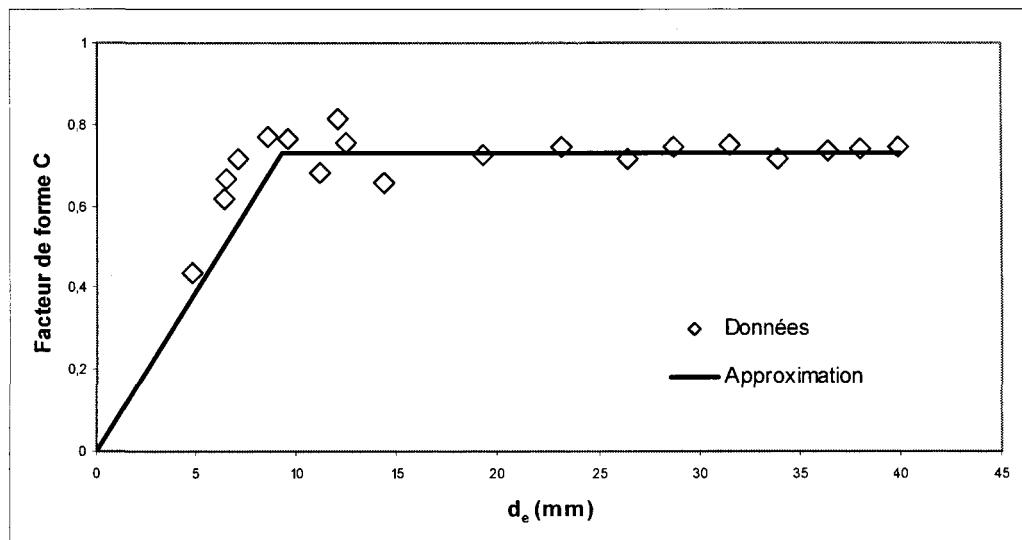


Figure 3-11 : Résultats de l'évaluation du facteur de forme pour la rainure d'une épaisseur de 1 cm

La relation entre le facteur de forme et le diamètre équivalent d'une bulle peut être utilisé pour corriger directement les résultats obtenus à la suite de l'analyse décrite à la

section 3.1.2. En fonction de son diamètre, l'aire projetée de chacune des bulles sera multipliée par le facteur de forme approprié pour estimer la fraction de l'espace occupée par la bulle dans la rainure. En effectuant la correction appropriée pour toutes les bulles détectées, le volume total occupé par le gaz sera déterminé de façon instantanée. En réalisant l'analyse sur un certain nombre d'images prises à différents instants, il est possible d'estimer une fraction de gaz moyenne dans la rainure. Puisque la position de chaque bulle est connue, l'analyse permet également de connaître la distribution spatiale de la fraction de gaz moyenne dans la rainure. La figure suivante illustre la procédure utilisée pour déterminer la fraction de gaz instantanée pour une image donnée.

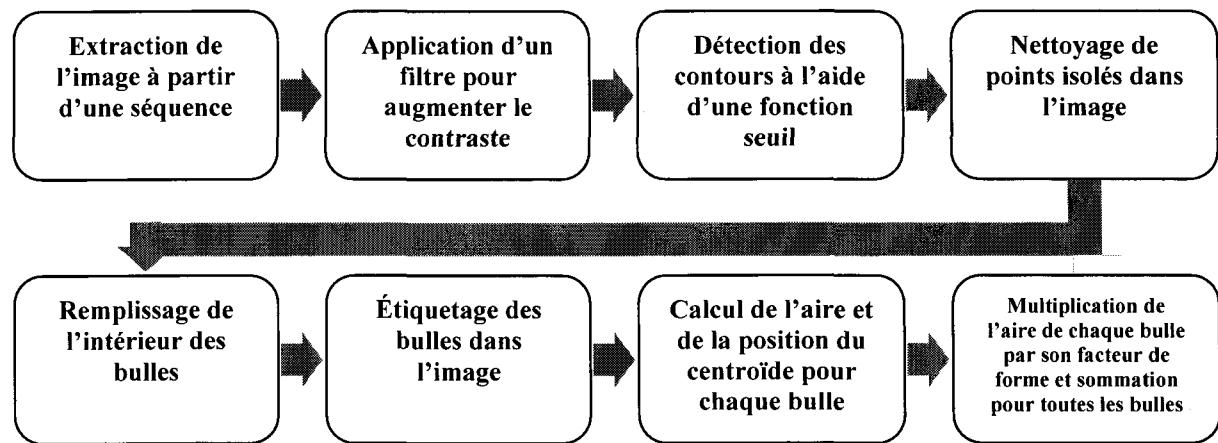


Figure 3-12 : Procédure de calcul de la fraction de gaz instantanée

3.1.4. Analyse statistique du déplacement des bulles (PTV)

L'analyse réalisée à la section 3.1.2 permet de détecter toutes les bulles présentes dans la rainure à un instant donné et de connaître plusieurs renseignements sur celles-ci

dont leur forme et la position de leur centroïde dans les coordonnées de l'image. En réalisant cette analyse sur deux images séparées par un petit intervalle de temps Δt connu et en étant en mesure de relier la projection de la même bulle sur chacune des deux images, il est possible de calculer sa vitesse d'après le changement de position de son centroïde.

Tel qu'il en a été question à la section 2.7.3, les techniques d'analyse d'image sont souvent utilisées pour déterminer la vitesse des phases dans un écoulement. La vélocimétrie à images de particules (PIV) est généralement décrite comme l'application d'une corrélation entre deux images qui permet de trouver le déplacement d'une zone d'interrogation contenant plusieurs particules. Cette technique sera décrite plus en détail à la section 3.3 puisqu'elle a été utilisée pour tracer le champ de vitesse dans le liquide en trouvant le déplacement de petites particules ajoutées à l'eau. Dans le cas des bulles dans la rainure, un tel algorithme peut difficilement être utilisé puisqu'il est nécessaire de déterminer simultanément la vitesse d'objets de différentes dimensions. Il ne sera alors pas possible de définir une zone d'interrogation assez grande pour pouvoir contenir plusieurs bulles, mais assez petite pour qu'il soit possible de supposer que tous les objets s'y trouvant possèdent le même vecteur vitesse. La solution utilisée consiste à modifier considérablement la méthode PIV pour être en mesure de déterminer la vitesse de chacun des objets détectés. Étant donnés que les objets individuels sont suivis, cette technique est souvent appelée pistage des particules (PTV). Les détails de la technique utilisée pour relier ensemble des images des objets dépendent des caractéristiques des images analysées. Le cas des bulles dans la rainure est plutôt complexe puisqu'il est nécessaire de déterminer

la vitesse d'un très grand nombre de bulles dont les tailles varient de quelques millimètres jusqu'à plusieurs centimètres. La technique choisie s'apparente un peu à la corrélation utilisée par la méthode PIV mais avec des modifications considérables.

La corrélation appliquée à l'analyse d'image peut être vue de la même façon que l'est la convolution discrète décrite à l'équation 4-4 c'est-à-dire l'application d'un filtre sur l'image. L'image filtre n'est cependant pas retournée de 180 degrés dans la corrélation comme elle l'est dans la convolution. Puisqu'il n'est pas possible lors de l'analyse des images de bulles dans la rainure de définir une zone d'interrogation fixe dont le déplacement sera trouvé par corrélation, la méthode a été modifiée. Pour chacune des bulles détectées dans la première image, la plus petite section d'image carrée dans laquelle est contenue la bulle est définie comme étant la zone d'interrogation. Chacune de ces zones sera ainsi une image noir et blanc de m lignes par n colonnes décrivant une bulle dont les coordonnées du centroïde sur l'image et dans les coordonnées globales x, y sont connues. Pour trouver la nouvelle position du centroïde d'une bulle sur l'autre image, l'image de la bulle sera appliquée successivement à différentes positions sur la deuxième image et un coefficient de corrélation sera calculé. Les positions où l'image sera appliquée sont définies de telle sorte que le centroïde de la bulle analysée correspondra successivement avec le centroïde des différentes bulles de la deuxième image en commençant par la plus proche. À chaque fois que l'image de la bulle est appliquée la corrélation entre les deux images à cette position précise est calculée. Pour être en mesure de comparer les différentes positions un coefficient de corrélation est défini par l'équation suivante.

$$r = \frac{\sum_m \sum_n (A_{m,n} - \bar{A})(B_{m,n} - \bar{B})}{\sqrt{\left(\sum_m \sum_n (A_{m,n} - \bar{A})^2 \right) \left(\sum_m \sum_n (B_{m,n} - \bar{B})^2 \right)}}, \quad (3-12)$$

où A et B représentent respectivement l'image de la bulle et l'extrait de l'image suivante réarrangés de sorte que les deux images aient les mêmes dimensions et que le centroïde d'une bulle corresponde exactement au centre de chacune des deux images. Le coefficient de corrélation défini par l'équation précédente prendra alors une valeur entre zéro et un. Plus la forme de la bulle analysée est similaire à la forme de la bulle sur la deuxième image, plus la valeur du coefficient de corrélation sera proche de un. Ce critère est utilisé pour déterminer si la nouvelle position de la bulle analysée correspond à une bulle particulière de la deuxième image. La même opération est réalisée pour chaque bulle détectée sur la première image. Pour une bulle donnée, si aucune bulle de l'image suivante ne donne un coefficient de corrélation suffisamment élevé aucun vecteur ne sera trouvé pour cette bulle.

Une fois l'analyse terminée, les composantes x et y de tous les vecteurs vitesse pour une image donnée peuvent être enregistrés. Avec chaque vecteur, la position du centroïde de même que la taille de la bulle sont également enregistrées ce qui permettra diverses analyses présentées au chapitre 5. L'algorithme développé permet également de tracer les vecteurs directement sur l'image pour visualiser les caractéristiques de l'écoulement.

3.1.5. Algorithme de reconnaissance des bulles sous la surface

Les outils décrits aux sections précédentes peuvent être appliqués à différents régimes d'écoulement dans la rainure et à différentes positions de la caméra, tant que les images gardent les mêmes caractéristiques globales. Lorsque la caméra est positionnée directement en dessous du modèle (voir Figure 2-8) les caractéristiques des bulles ainsi que celles des images changent considérablement et une autre stratégie d'analyse doit être utilisée. La surface sous laquelle reposent les bulles étant opaque, il n'est pas possible d'utiliser une illumination par l'arrière comme ce fut le cas pour les bulles dans la rainure. La meilleure illumination trouvée pour cette situation fut de disposer les lampes à la même hauteur que la surface des plaques, des quatre côtés du modèle. De cette façon, l'interface courbe constituante le pourtour des bulles réfléchit la lumière vers la caméra et apparaît plus brillant sur l'image, voir Figure 3-13.

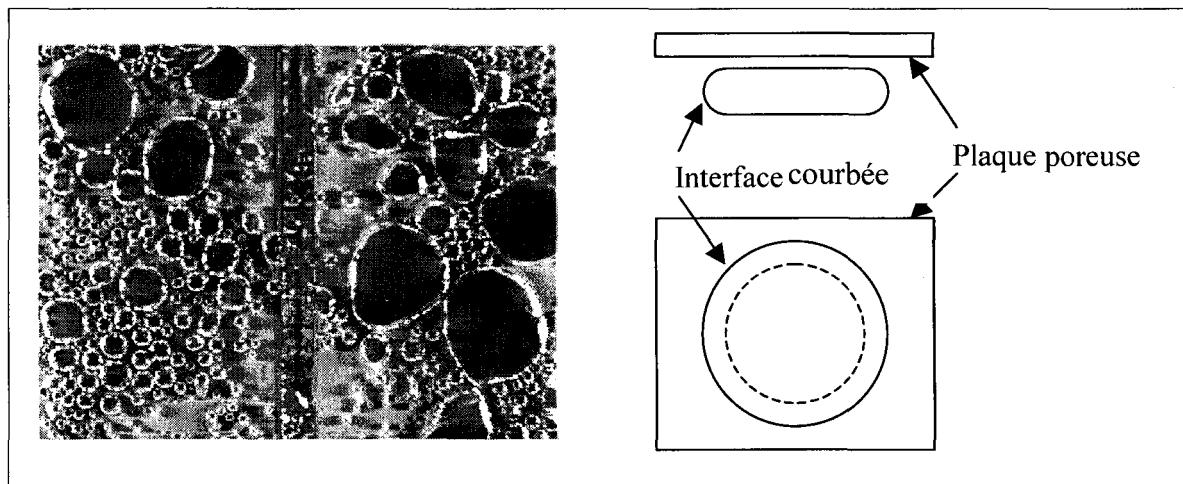


Figure 3-13 : Caractéristiques des images des bulles sous la surface

Une autre caractéristique des bulles sous la surface qui vient compliquer l'analyse par traitement d'image est le fait qu'elles sont en général en contact les unes avec les autres. Pour cette raison, une reconnaissance de l'interface, comme il fut fait pour les bulles dans la rainure, mais cette fois, avec une zone plus brillante, ne permettrait pas de faire la différence entre les différentes bulles puisqu'il y a contact entre les interfaces. Parmi toutes les procédures considérées, la seule qui a permis d'effectuer correctement la reconnaissance des bulles sous la surface est une méthode semi-automatique. Cette méthode se base sur le principe qu'en sachant qu'un certain point de l'image est situé à l'intérieur d'une bulle, il sera possible en partant de ce point de trouver le contour de cette bulle. Pour plusieurs raisons, dont la discontinuité des contours de la bulle et l'absence de différence de couleur entre l'intérieur et l'extérieur des bulles, il est relativement difficile de développer une procédure automatique pour reconnaître le centre des bulles sur les images. Le cerveau humain, par contre, n'a habituellement pas de difficulté à reconnaître les bulles sur les images. En développant une interface graphique, également à l'aide du logiciel MATLABTM, il est possible d'effectuer une analyse interactive. L'utilisateur définit ainsi un point comme appartenant au centre d'une bulle, les contours de cette bulle sont ensuite reconnus automatiquement par le logiciel.

Le processus de reconnaissance se base sur le calcul de la dérivée de l'image le long d'une ligne. À partir du point indiqué par l'utilisateur, un axe directeur est défini en partant de ce point avec un certain angle. Tous les pixels se trouvant en contact avec cette ligne constituent un vecteur où chaque élément est la valeur en tons de gris du pixel. Pour chaque élément du vecteur extrait, la différence entre l'élément suivant et l'élément analysé est calculée. Dans la zone correspondant au centre de la bulle, la valeur des pixels change peu et la différence entre les pixels adjacents sera près de zéro. À l'approche de la zone plus claire constituée par le pourtour de la bulle la différence commence à augmenter de façon importante tel qu'illustré à la Figure 3-14. Le point correspondant à la position de l'interface le long de l'axe analysé est défini comme celui où la différence atteint son maximum, à condition que ce maximum soit une valeur suffisamment élevée. Ceci permet d'identifier le point intérieur du pourtour brillant de la bulle. Lorsque les données sont analysées et que le taux de couverture est calculé, l'aire projetée des bulles doit inclure l'interface courbe. Pour cette raison, il est nécessaire de détecter les points correspondant à l'extérieur de l'interface brillant plutôt qu'à l'intérieur. Cette opération est plus difficile à réaliser puisqu'en certains endroits les interfaces de plusieurs bulles sont en contact. En analysant plusieurs bulles sur des images ayant la même résolution, il a été constaté qu'il était une bonne approximation de supposer que la distance entre l'intérieur et l'extérieur de l'interface brillant était de 3 pixels.

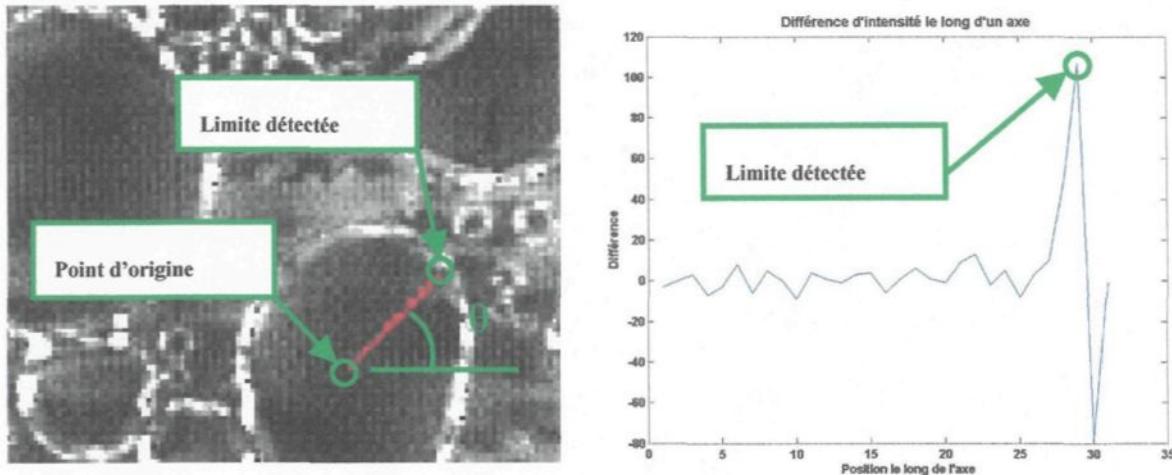


Figure 3-14 : Détection du contour des bulles sous la surface à partir d'un point intérieur

L'opération de détection est répétée plusieurs fois à partir du même point central, pour différents angles θ . Une série de points (x_n, y_n) est alors obtenue. Si des valeurs aberrantes sont détectées (distance du point central beaucoup plus élevée que les autres) elles sont éliminées. Une approximation de l'interface de la bulle est finalement tracée en faisant passer une courbe spline cubique par tous les points détectés sur l'interface. Tous les points le long de cette courbe spline sont alors conservés en mémoire. En effectuant un remplissage de tous les pixels situés à l'intérieur de la courbe fermée définie par la spline, la position du centroïde et l'aire projetée de la bulle sont immédiatement calculés. L'opération est répétée pour toutes les bulles présentes sur une image. En effectuant manuellement la reconnaissance de la limite des plaques de bronze sur l'image, le taux de couverture défini comme l'aire projetée de toutes les bulles sur l'aire totale de la plaque de bronze peut être calculé. L'organigramme suivant résume la méthode utilisée pour

effectuer la reconnaissance des bulles sous la surface et le calcul du taux de couverture instantané.

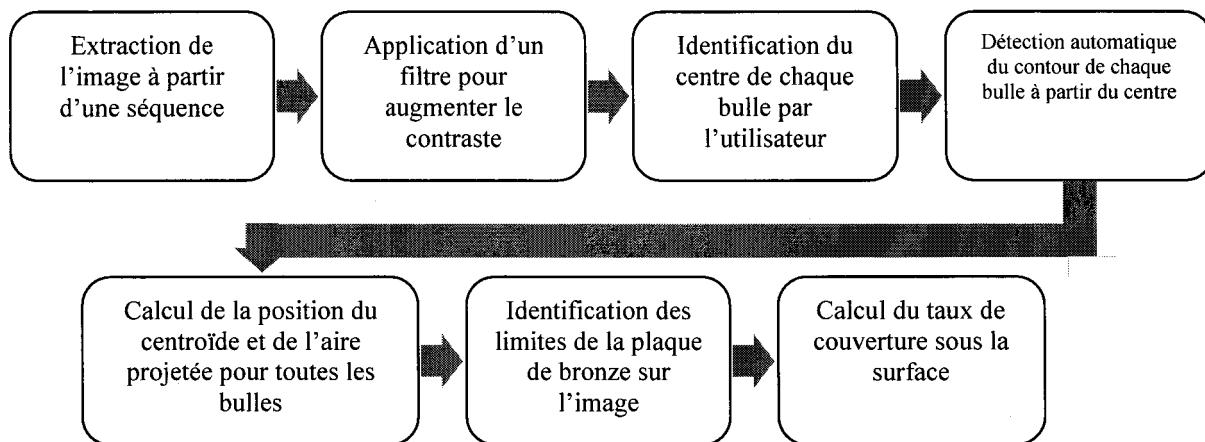


Figure 3-15 : Procédure de reconnaissance des bulles sous la surface

3.2. Estimation de la précision des mesures par analyse d'image

Tel qu'il en a été question dans les sections précédentes, en plus d'appuyer la visualisation du phénomène, l'analyse d'image est utilisée dans le cadre de ce projet pour mesurer certaines quantités physiques. Les différentes grandeurs mesurées sont : l'aire projetée d'une bulle, la position du centreïde dans les coordonnées de l'image, et la vitesse des objets. La présente section a pour but d'estimer dans quel ordre de grandeur peut se situer l'erreur expérimentale lors de l'estimation de ces quantités.

Comme c'est le cas pour tout instrument de mesure, lorsqu'un système de vision en 2D est utilisé pour estimer les caractéristiques d'un objet, une certaine précision sera

attachée à chaque mesure. L'erreur expérimentale pourra avoir plusieurs causes. Les 4 causes principales (Ho, 1983) sont :

- Les mouvements de l'objet et de la caméra.
- La parallaxe
- Une mauvaise qualité des images
- L'erreur de numérisation des images.

Les trois premières causes d'erreurs peuvent généralement être réduites en prenant les moyens appropriés. Étant donné que les mouvements des bulles dans la rainure sont plutôt lents (autour de 20 cm/s), que le champ de la caméra est large (environ 30 cm) et que le temps d'ouverture du diaphragme est court (1/500 seconde) les mouvements de l'objet ne sont pas une grande cause d'erreur. En raison de la stabilité du montage expérimental et de la caméra utilisée, les vibrations n'ont pas affecté le processus de capture des images. L'erreur due au parallaxe est présente dans une certaine mesure pour la plupart des systèmes de vision en 2D. Cette erreur est due au fait que plus les objets situés dans le plan de l'image sont loin de l'axe optique de la caméra, plus ils se trouveront déformés. La seule façon de réduire cette source d'erreur est d'augmenter la distance entre la caméra et l'objet. En utilisant un téléobjectif pour les expériences sur la morphologie de l'écoulement dans la rainure, il a été possible d'obtenir le champ désiré avec une distance supérieure à 2.5 m entre la caméra et le plan de l'image ce qui permet de négliger cette source d'erreur par rapport aux erreurs de numérisation. L'erreur due à la qualité des images pourra résulter d'un contraste insuffisant entre une partie de l'objet et l'arrière plan. Cette source d'erreur est très difficile à évaluer quantitativement. En faisant de nombreux

essais de la disposition du montage et de l'éclairage, il est possible d'obtenir un contraste acceptable entre l'interface des bulles et le fond de l'image. Cette source d'erreur, comme les deux premières est ainsi négligée par rapport aux erreurs dues à la numérisation des images.

Les erreurs dues au processus de numérisation sont liées à tout système de vision ou de mesure à partir d'images et ne peuvent être facilement réduites. Ces erreurs sont causées par la discréttisation d'un objet réel en une image possédant un nombre fini de pixels et elles représentent souvent la cause d'erreur principale d'un processus de mesure par analyse d'image. Ces erreurs affectent n'importe quelle quantité mesurée à partir des images et sont fonction de la résolution employée. L'objectif de l'analyse présentée dans cette section est d'être en mesure de relier une certaine précision aux différentes quantités estimées par analyse d'image.

Plusieurs chercheurs se sont employés à estimer l'importance de l'erreur due à la numérisation. L'estimation réalisée dans le cadre de ce projet est basée sur les travaux réalisés par (Ho 1983). Ces travaux présentent à la fois une analyse statistique et une validation expérimentale de l'erreur de numérisation impliquée dans la mesure de l'aire projetée et de la position du centroïde d'un objet 2D. Un résumé de la méthode utilisée est présenté à la section 3.2.1. Cette analyse servira ensuite de base pour estimer la précision de la mesure des autres variables soit la fraction de gaz dans la rainure (section 3.2.2), le diamètre des bulles (3.2.3) ainsi que la vitesse des bulles (3.2.4).

En plus d'être fonction de la résolution utilisée, la précision de la mesure des variables dépend aussi des caractéristiques des objets sur une image. Pour une image ne montrant que quelques très grandes bulles, la mesure de l'aire occupée par ces bulles sera très précise. L'évaluation du diamètre équivalent de chaque bulle ou de sa vitesse sera également précise puisqu'un très grand nombre de pixels sont utilisés pour décrire chaque objet. Dans le cas d'une image ne contenant que des bulles de petites dimensions, la précision des mesures sera beaucoup moins grande. Pour cette raison L'évaluation de la précision des mesures dépend des résultats présentés au chapitre 5.

3.2.1. Erreur due à la numérisation pour l'évaluation de l'aire d'un objet.

L'analyse s'applique d'abord à une situation où l'on désire mesurer la position de l'extrémité d'un segment réel sur une image. En utilisant une image binaire ou en appliquant une fonction de seuil tel qu'il en a été question dans les sections précédentes, chaque pixel est défini comme appartenant au segment ou comme n'y appartenant pas. Tous les pixels entièrement occupés par le segment seront définis comme en faisant partie. Le dernier pixel fera partie du segment seulement si plus de la moitié de ce pixel est occupée. Dans l'exemple illustré à la Figure 3-16 a) la position mesurée de l'extrémité du segment sera x_a , cette mesure de longueur étant exprimée en pixels. Si l'analyse d'image est correcte, la position réelle de l'extrémité du segment dénotée X_a se situera entre $(x_a - \frac{1}{2})$ et $(x_a + \frac{1}{2})$. En supposant que la probabilité de la longueur réelle du segment est

uniformément distribuée entre ces deux bornes, la moyenne de la longueur mesurée sera de x_a et la variance sera exprimée par :

$$Var(X_a) = \int_{x_a - \frac{1}{2}}^{x_a + \frac{1}{2}} (x - x_a)^2 dx \quad (3-13)$$

$$Var(X_a) = 1/12$$

Où la variance est exprimée en longueur de pixels au carré.

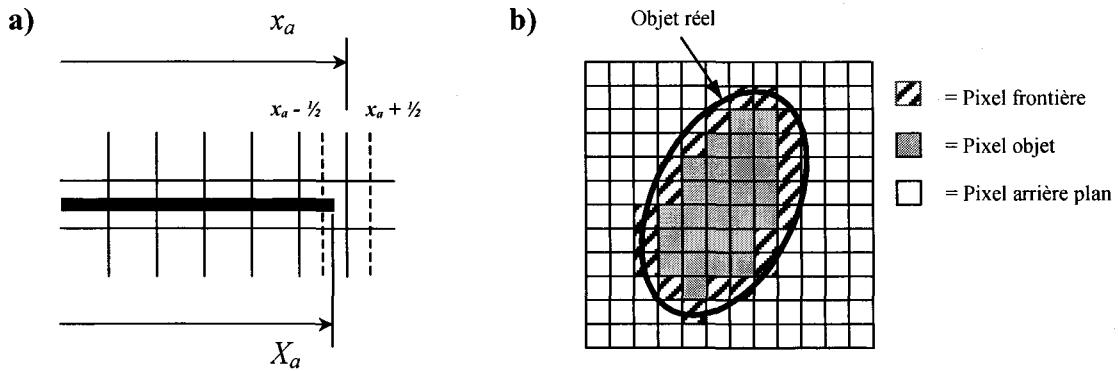


Figure 3-16 : a) précision dans la mesure de l'extrémité d'un segment, b) pixels frontières lors de la numérisation d'une image d'un objet 2D

Lorsque l'aire d'un objet est évaluée d'après une image binaire de cet objet, l'erreur due à la numérisation sera au maximum égale au nombre de pixels frontière de cet objet. Un pixel frontière est défini comme un pixel faisant partie de l'objet (donc occupé majoritairement par l'objet), et qui est en contact avec au moins un pixel ne faisant pas partie de l'objet. Un exemple est illustré à la Figure 3-16 b). Pour définir les pixels en contact, la connectivité à 4 pixels, tel qu'illustrée à la Figure 3-2 est utilisée. Si $E(N_b)$ représente l'espérance du nombre de pixels frontière pour un objet donné, (Ho 1983) a

vérifié l'hypothèse selon laquelle, en se basant sur le résultat de l'équation 4-12, la variance de la distribution de l'aire de l'objet est évaluée à :

$$Var(A) = E(N_b)/12 \text{ où } A \text{ est l'aire de l'objet en pixels} \quad (3-14)$$

Ce résultat semble logique en considérant que pour chaque pixel frontière identifié, la probabilité de la position réelle de l'interface sera distribuée uniformément entre la moitié du pixel concerné et une fois et demi le pixel concerné. Puisque cette distribution est la même pour tous les pixels frontières et que l'on considère que la position de l'interface pour un pixel donné est indépendante de celle pour les autres pixels, alors il est possible de déduire les caractéristiques de la distribution de l'aire totale qui correspond à la somme de l'aire de tous les pixels. La moyenne de la distribution de l'aire totale sera la somme des moyennes de chacune des distributions, donc le nombre de pixels frontière N_b . La variance de la distribution de l'aire totale sera la somme des variances de chacune des distributions, soit $N_b/12$. De plus, puisque l'aire est une combinaison linéaire de variables aléatoires, le théorème central limite révèle que la forme de sa distribution s'approche d'une distribution normale à condition que le nombre de variables aléatoires qui la composent soit suffisamment grand. Dans le cas précis de distributions uniformes, la règle pratique est de $n = 12$, (Baillargeon 1990). Pour une mesure donnée de l'aire d'un objet ou de la phase gazeuse sur une image, la tolérance sur la mesure est définie comme plus ou moins trois fois l'écart type. Cet intervalle inclura la valeur réelle 99,7 % des fois.

3.2.2. Précision de la mesure de la fraction de gaz dans la rainure :

Tel que démontré dans la section précédente, la précision de la mesure de l'aire occupée par le gaz sur une image est directement fonction de N_b , le nombre de pixels frontières de l'image. Ainsi, plus une image montre des petites bulles, plus le nombre de pixels frontière est important par rapport au nombre total de pixels représentant le gaz. L'erreur reliée à la mesure de la fraction totale de gaz pour une telle image sera alors plus grande que pour une image montrant des grosses bulles. En appliquant une opération mathématique simple, il est facile d'identifier tous les pixels frontières sur une image donnée. Cette valeur indique directement la variance de l'aire occupée par le gaz (voir équation 4-13). L'erreur sur la mesure sera par la suite décrit comme plus ou moins trois fois l'écart type. Les tableaux suivants présentent les calculs réalisés pour évaluer l'erreur sur la fraction de gaz lors de l'analyse des images en section (résolution de 1.7 pixel/mm) ainsi que des images globales (résolution de 0.5 pixel/mm). Le nombre moyen de pixels frontières est déterminé directement en appliquant une opération mathématique sur les images. Dans chaque cas, le calcul est réalisé pour une basse vitesse de gaz superficielle (petites bulles) ainsi que pour une grande (grosses bulles).

Tableau 3-1: Précision de la mesure de la fraction de gaz (images locales)

U_{gs} (cm/s)	Aire du gaz (pixels)	N_b (pixels)	Var(Aire)	Erreur (pixels)	Précision
0.56	12209	4127	344	56	0.5 %
5.6	46646	10237	853	88	0.2 %

Tableau 3-2: Précision de la mesure de la fraction de gaz (images globales)

U_{gs} (cm/s)	Aire du gaz (pixels)	N_b (pixels)	Var(Aire)	Erreur (pixels)	Précision
1.1	5561	3245	270	49	0.9 %
22	21871	8781	731	81	0.4 %

Dans tous les cas, l'erreur aléatoire due à la numérisation est très faible lorsque la fraction de gaz est évaluée d'après l'analyse d'image. Par rapport à cette erreur, les autres sources mentionnées au début de la section, particulièrement l'erreur due à la qualité des images, pourraient ne pas être négligeables. En effet, malgré la démarche adoptée pour obtenir une bonne qualité d'image, cette qualité n'est pas parfaite. C'est le cas également de l'algorithme d'analyse décrit à la section 3.1.2. Cette constatation implique qu'il n'est pas certain qu'un pixel identifié comme faisant partie d'une bulle ait réellement plus de 50% de sa surface occupée par le gaz. Il est cependant très difficile, voire impossible, d'estimer l'effet de cette erreur sur les résultats obtenus. Une deuxième source d'erreur difficile d'estimer est celle provenant du facteur de forme établi à la section 0. Une erreur sur ce facteur de forme aura pour effet d'introduire une erreur systématique sur toutes les mesures de la fraction de gaz dans la rainure. Malgré tout, il semble raisonnable de considérer que les erreurs reliées à l'évaluation de la fraction de gaz dans les images sont plutôt négligeables.

3.2.3. Précision de la mesure du diamètre des bulles

L'analyse de l'erreur due à la numérisation lors de l'évaluation du diamètre équivalent d'une bulle dans une image a également été réalisée. Cette erreur dépendra elle aussi du nombre de pixels frontière pour une bulle donnée puisque le diamètre équivalent est calculé directement à partir de l'aire (équation 4-8). Par conséquent, plus la bulle sera petite, plus l'erreur due à la numérisation sur l'évaluation de son diamètre sera importante, puisque le rapport entre le nombre de pixels frontière et le nombre total de pixels constituant l'objet sera grand.

Puisque l'estimation du diamètre équivalent est effectuée d'après la mesure de l'aire de la bulle, la variance du diamètre $Var(d)$ est évaluée en fonction de la variance de l'aire définie plus tôt et qui est directement proportionnelle à N_b . L'équation suivante exprime la relation entre ces 2 quantités :

$$Var(d) = \frac{Var(A)}{\pi * A} \quad (3-15)$$

Cette relation est obtenue d'après l'approximation en série de Taylor de la variance d'une fonction d'une ou plusieurs variables aléatoires :

$$Var(f(X_i)) = \sum \left(\frac{\partial f}{\partial X_i} \right)^2 V(X_i) + 2 \sum \sum_{j < k} \frac{\partial f}{\partial X_j} \frac{\partial f}{\partial X_k} \text{cov}(X_j, X_k) \quad (3-16)$$

Le nombre de pixels frontière N_b pour une bulle de dimension donnée est estimé d'après son périmètre p mesuré en pixels. La relation entre N_b et p a été développée par (Ho, 1983) et est exprimée par l'équation suivante:

$$E(N_b) = 0.9003p \quad (3-17)$$

Cette relation a été développée pour une forme circulaire ou carré, mais il a été démontré par l'auteur qu'elle était aussi valide pour un objet ayant une forme quelconque.

Le Tableau 3-3 montre l'estimation du pourcentage d'erreur sur la mesure du diamètre pour des tailles de bulles représentatives de ce qui est observé dans la rainure pour de faibles vitesses superficielles du gaz et une résolution de 1.7 pixel/mm. Comme dans la section précédente, le pourcentage d'erreur est, calculé comme trois fois l'écart type. L'erreur exprimée est uniquement fonction de la résolution utilisée et ne dépend pas de calculs réalisés sur l'image.

Tableau 3-3 : Erreur de numérisation sur le diamètre équivalent d'une bulle

d_e de la bulle (mm)	Aire (pixels)	N_b (pixels)	Var(d)	Erreur (pixels)	Précision
1	2.3	2.3	0.027	0.49	+/- 22 %
2	9.1	9.0	0.027	0.49	+/- 5.4 %
3	20	14	0.019	0.41	+/- 2.0 %
4	36	19	0.014	0.36	+/- 0.98 %
6	82	29	0.0094	0.29	+/- 0.36 %
8	145	38	0.0070	0.25	+/- 0.17 %
10	226	48	0.0056	0.23	+/- 0.099 %

Comme c'est le cas pour la mesure de la fraction de gaz dans le canal, l'analyse d'erreur réalisée permet uniquement d'estimer l'erreur aléatoire associée au processus de numérisation. Les autres sources d'erreurs mentionnées au début de la section 3.2 sont

difficilement quantifiables et pourraient possiblement influencer les résultats, particulièrement dans le cas de l'erreur associée à la qualité des images.

3.2.4. Précision de la mesure de la vitesse des bulles

La vitesse d'une bulle est calculée d'après la position de son centroïde (xc, yc) sur deux images consécutives au moyen de la relation suivante :

$$\bar{V} = \frac{(xc, yc)_2 - (xc, yc)_1}{\Delta t} \quad (3-18)$$

En assumant que le temps entre les deux images Δt est connu précisément, l'erreur proviendra de l'estimation de la position du centroïde de la bulle sur chacune des images. (Ho 1983) propose la relation suivante pour évaluer la variance de la position du centroïde d'un objet d'après le diamètre en pixels de cet objet.

$$Var(xc) = Var(yc) = \frac{\frac{4}{d_e} + \frac{1}{d_e^3}}{(3\pi)^2} \quad (3-19)$$

Cette relation a été développée en supposant comme précédemment que, pour chaque pixel frontière d'un objet, la probabilité de la position de l'interface est distribuée uniformément et que cette position est indépendante pour chacun des pixels frontière. La relation a été vérifiée par l'auteur et montre un très bon accord avec les données expérimentales. L'erreur sur la distance parcourue sera 2 fois l'erreur sur la position de la bulle. Le Tableau 3-4 suivant exprime la précision de la mesure de la vitesse pour

différentes tailles de bulles. En plus de dépendre de la taille de la bulle, l'erreur sur la mesure de la vitesse due à la numérisation dépendra également de la vitesse de la bulle ainsi que de l'intervalle de temps entre les images consécutives. Les données au Tableau 3-4 ont été calculées en prenant une vitesse de bulle de 20 cm/s, ce qui représente approximativement la vitesse moyenne des bulles pour toutes les images analysées. L'intervalle de temps est posé comme étant le plus court intervalle utilisé soit $\Delta t = 8$ ms. La résolution de l'image est de 1.7 pixel/mm. Encore une fois, l'erreur sur la position sera estimée comme trois fois l'écart type.

Tableau 3-4 : Erreur de numérisation sur la vitesse d'une bulle

d_e de la bulle (mm)	d_e (pix)	Var(yc)	Erreurs position (pix)	Erreurs distance parcourue (pix)	Erreurs sur la vitesse (pixels/s)	Précision
1	1.7	0,029	0.51	1,0	127	+/- 37 %
2	3.4	0,014	0.35	0,70	87.2	+/- 26 %
3	5.1	0,0089	0.28	0,57	70.8	+/- 21 %
4	6.8	0,0067	0.24	0,49	61.2	+/- 18 %
6	10	0,0044	0.20	0,40	49.9	+/- 15 %
8	14	0,0033	0.17	0,34	43.2	+/- 13 %
10	17	0,0027	0.15	0,31	38.6	+/- 11 %

En raison du petit déplacement des bulles entre deux images consécutives, l'erreur reliée à la numérisation sur l'évaluation de la vitesse des bulles n'est pas négligeable, particulièrement pour les petites bulles. Il est ainsi très probable que la numérisation soit la source principale d'erreur lors de l'évaluation de la vitesse d'une bulle. Évidemment, lorsqu'on s'intéresse à la vitesse moyenne pour une certaine classe de bulles, la précision sera plus grande puisque ce type d'erreur est aléatoire.

3.3. Système PIV utilisé pour les vitesses dans le liquide

Comme il a été mentionné à la section précédente, il n'a pas été possible d'utiliser la vélocimétrie à images de particules pour évaluer la vitesse des bulles dans la rainure en raison de la trop grande dimension de la plupart des objets présents et de l'irrégularité de l'interface. Il a cependant été remarqué que lorsque la fraction de gaz dans le canal était assez faible, la présence des bulles gênait très peu le passage du faisceau laser. Dans ces conditions, il est possible d'utiliser la vélocimétrie à images de particules pour évaluer le champ de vitesse dans le liquide qui aura au préalable été ensemencé avec un traceur. Il suffira alors de jumeler l'analyse à une détection des bulles pour retirer les zones correspondantes à la présence du gaz. Le système PIV utilisé comprend les composantes matérielles permettant l'illumination et la prise d'images et est décrit à la section 3.3.1. Un logiciel permettant d'effectuer différents types d'analyse sur les images enregistrées fait également partie du système utilisé. Le fonctionnement général du logiciel est décrit à la section 3.3.2.

3.3.1. Description du système utilisé

Les composantes matérielles du système utilisé comprennent une caméra numérique, deux lasers munis d'une optique cylindrique, un synchroniseur ainsi qu'un ordinateur équipé d'une carte d'acquisition des images. Les lasers sont en mesure de fournir deux courtes impulsions de lumière très rapprochées l'une de l'autre. Il est possible de créer ces

impulsions une seule fois ou selon une séquence. L'ajustement de l'intervalle de temps entre les deux impulsions sera fonction de la résolution de l'image et de la vitesse du liquide dans le montage. La répétition des impulsions permettra de voir l'évolution temporelle du champ de vitesse dans le liquide. Grâce à une optique cylindrique, cette illumination prend la forme d'un rideau de lumière presque 2D. La position du laser est ajustée de sorte que ce rideau se situe au centre de la rainure, à mi-chemin entre les deux plaques lors des expériences. Pour être en mesure d'obtenir une telle illumination, un miroir plan est utilisé tel qu'illustré à la Figure 2-9, le miroir et le laser doivent être déplacés à plusieurs reprises pour être en mesure de couvrir la moitié du canal ouvert. Grâce à cette illumination, les petites particules de traceur situées dans le plan du laser, qu'on suppose comme suivant parfaitement l'écoulement, réfléchissent la lumière et apparaissent comme des pixels blancs sur un fond noir. Le synchroniseur permet de coordonner l'ouverture du diaphragme de la caméra avec les impulsions des lasers. Différents types d'analyse peuvent être réalisés selon la synchronisation de la caméra et de l'illumination. De façon générale, deux types d'analyse sont possibles, la corrélation à une image et la corrélation à deux images. Dans le premier cas, Figure 3-17 a), les deux impulsions séparées par un intervalle Δt sont produites à l'intérieur de la même image, sans qu'il y ait fermeture du diaphragme de la caméra. De cette façon, chaque particule apparaît deux fois sur l'image obtenue. Il est par la suite possible d'effectuer la corrélation de l'image obtenue avec elle-même pour calculer le déplacement des particules. La

corrélation donnera cependant un pic de grande intensité pour un déplacement de zéro (chaque particule avec elle-même) et deux pics plus faibles. Il sera nécessaire d'utiliser une technique pour deviner le sens du déplacement (identifier le bon pic) puisque rien n'indique à laquelle des deux impulsions laser chaque particule est apparue sur l'image. L'autre type d'analyse, la corrélation à deux images, consiste à réaliser deux images consécutives de l'écoulement. Pour ce faire, la caméra et le laser sont synchronisés de sorte que le diaphragme de la caméra ait le temps de se fermer et de rouvrir entre les deux impulsions, Figure 3-17 b). Une corrélation entre les deux images peut alors être réalisée pour trouver le déplacement des particules. Puisque les particules apparues à chacune des deux impulsions n'apparaissent pas sur la même image, il n'y a pas d'ambiguïté sur le sens du déplacement et aucun pic n'apparaît pour un déplacement de zéro. C'est ce type de configuration qui a été utilisé dans le cadre de ce projet et l'analyse des images par corrélation est décrite à la section suivante.

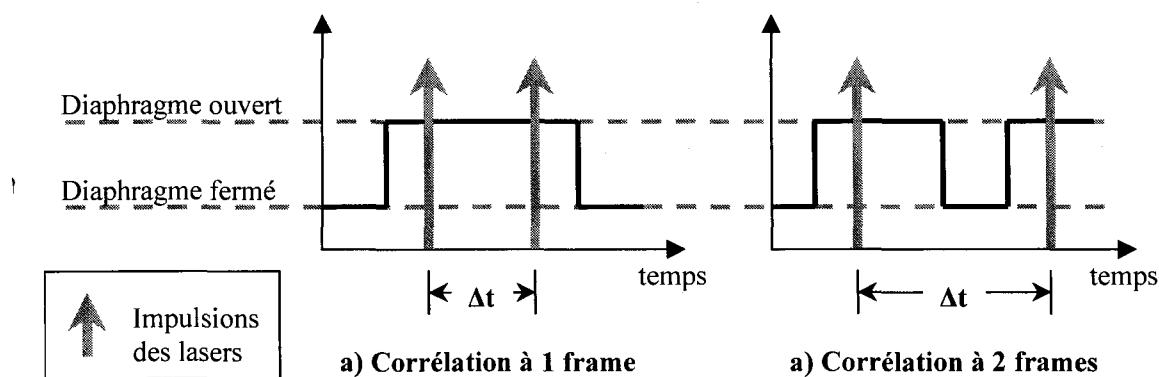


Figure 3-17 : Synchronisation du laser et de la caméra pour différents types d'analyse PIV

pas sur la deuxième puisqu'ils sont sortis du champ en se déplaçant. De même, de nouveaux points sont apparus dans la deuxième image. L'opération de corrélation montre ainsi un pic beaucoup plus important correspondant au déplacement réel des points entre les deux images.

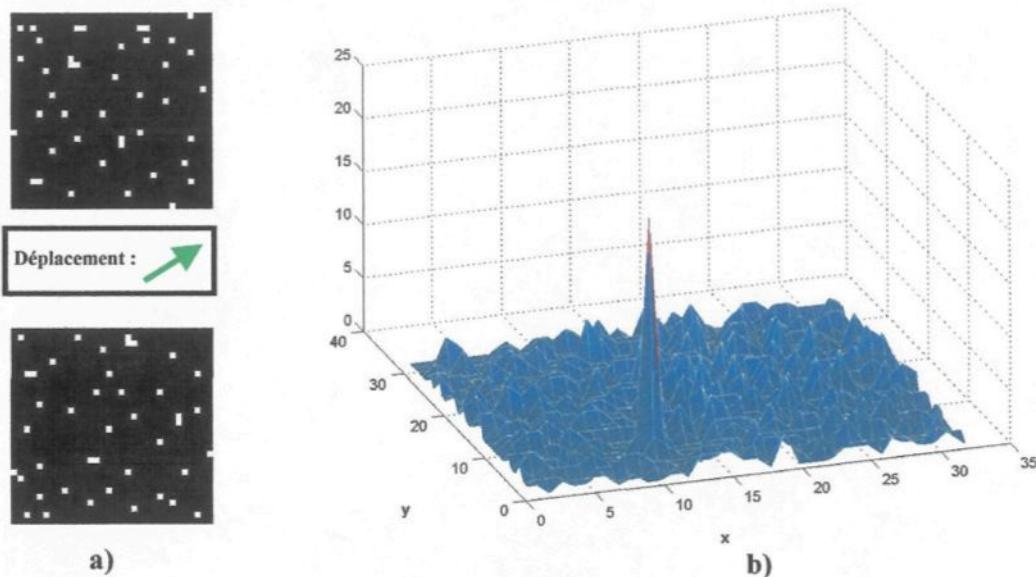


Figure 3-18 : a) images originales b) résultat de l'application de la corrélation

Comme ce fut le cas pour l'opération de convolution, l'opération corrélation peut être remplacée par une multiplication dans le domaine des fréquences. Grâce à l'utilisation d'un algorithme de transformée de Fourier rapide, il est beaucoup moins coûteux en temps de calcul de procéder ainsi que de réaliser la corrélation pour toutes les sous-sections de l'image.

CHAPITRE 5

RÉSULTATS ET DISCUSSION

Les résultats obtenus à la suite des présents travaux se divisent en deux parties principales. La première concerne l'étude de la couche de bulles sous l'anode et est présentée à la section 4.1. Les résultats obtenus dans le cadre de cette partie de l'étude permettent une validation d'un simulateur de la couche de bulles sous l'anode ainsi qu'une description de la morphologie de la couche de bulle en fonction de la géométrie de l'anode. La deuxième partie des résultats obtenus concerne l'étude de la morphologie de l'écoulement dans le canal ouvert et est présentée à la section 4.2. Cette partie de l'étude permet une observation de la morphologie et des régimes de l'écoulement dans la rainure et présente une description quantitative de la fraction de gaz, de la taille des bulles, de la vitesse des bulles ainsi que de la vitesse du liquide pour différents régimes.

4.1. Résultats obtenus avec le modèle représentant les bulles sous l'anode

Les premiers tests réalisés avec le modèle à eau ont porté sur l'aspect de la couche de bulles sous l'anode. En faisant varier certains paramètres du modèle soit l'inclinaison et la présence ou non d'une rainure, il a été possible d'observer et de mesurer certaines caractéristiques de la couche de bulles. Le premier objectif de ces essais était de permettre une validation du simulateur de bulles développé depuis quelques années à l'Université du

Québec à Chicoutimi. Ce modèle permet de simuler le comportement de la couche de bulles sous l'anode en fonction des divers paramètres de la cuve d'électrolyse. Une présentation sommaire de ce simulateur apparaît à la section 4.1.1. Une description plus complète peut être trouvée dans (Poncsák 2000). Une comparaison entre certains résultats obtenus avec le simulateur et avec le modèle à eau, pour des paramètres physiques similaires, est présentée à la section 4.1.2.

Le second objectif des expériences réalisées sur le modèle, est d'étudier l'influence des différents paramètres physiques du modèle sur la couche de bulles sous l'anode. Les résultats obtenus concernant le taux de couverture sous l'anode et la taille des bulles sont présentés respectivement aux sections 4.1.3 et 4.1.4.

4.1.1. Description générale du simulateur

La modélisation mathématique est un outil indispensable pour mieux comprendre et améliorer l'opération des cuves d'électrolyse. La couche de bulles sous l'anode a d'importants effets sur la cuve, mais il est très difficile de l'observer expérimentalement. Pour cette raison, un modèle mathématique permettant de calculer ses effets en fonction des différents paramètres d'opération de la cuve a été développé. Le développement d'un modèle mathématique de la couche gazeuse sous l'anode comporte plusieurs difficultés. Non seulement peu de données expérimentales sont disponibles, mais le phénomène lui-même est plutôt complexe. Il est peu aisé de représenter mathématiquement les interactions

des bulles entre elles et des bulles avec le liquide d'une façon moyenne. La coalescence des petites bulles générées sous l'anode fera en sorte de créer une distribution de bulles de différents diamètres qui évoluera au fil du temps. D'une façon instantanée, cette distribution de la taille des bulles influence grandement la manière dont la couche de gaz affecte la cuve. Ainsi, pour être en mesure d'estimer certains paramètres dont la résistance imposée par la couche de bulles ou encore l'énergie transmise au liquide, il sera nécessaire de connaître la quantité de gaz présent sous l'anode, mais aussi la façon dont ce gaz est distribué. L'importance du comportement non stationnaire est illustrée par la présence de grandes bulles formées par coalescence et qui balaient la surface sous l'anode de façon périodique. Ces grandes bulles en s'échappant font varier de façon importante la quantité de gaz sous l'anode. Ces variations ne sont probablement pas étrangères aux fluctuations observées du voltage de la cuve d'électrolyse (Kiss 2002). Pour être en mesure de tenir compte de l'effet important de la distribution de la taille des bulles et des phénomènes périodiques, le simulateur de la couche de bulles est basé sur un suivi Lagrangien des bulles sous l'anode et dans les canaux latéraux (Poncsák, 2000). À travers un grand nombre de pas de temps, la position, le volume et l'état de chaque bulle sont suivis. Le simulateur permet de représenter chaque bulle à travers différentes phases soit la nucléation, la croissance, le détachement, le déplacement sous la surface, l'échappement vers le canal latéral et la montée vers la surface. Le simulateur permet également de modéliser la coalescence entre les bulles. La vitesse de la phase liquide est supposée uniforme et dépendra de l'échange de quantité de mouvement avec les bulles. Les bulles lentes ou immobiles ralentiront le liquide alors que les bulles rapides et celles en ascension verticale

dans le canal latéral l'accéléreront. Le modèle permet ainsi de calculer les effets du taux de génération du gaz, de la taille et de la forme de l'anode ainsi que de la profondeur d'immersion sur le taux de couverture et sur la distribution et la taille des bulles. Il est également possible de représenter l'effet des rainures de l'anode par un modèle simple.

4.1.2. Validation du simulateur

Le montage décrit à la section 2.5 a été utilisé pour valider les résultats obtenus avec le simulateur de la couche gazeuse. Les caractéristiques physiques des fluides dont la densité et la viscosité ont été modifiées dans le simulateur pour représenter l'air et l'eau à température ambiante. Les dimensions physiques soit la longueur de l'anode (90 cm), sa largeur (19 cm) ainsi que la profondeur d'immersion (20 cm) ont également été choisies identiques à celles du modèle à eau. Le taux de génération du gaz à travers la plaque poreuse a été ajusté sur le modèle à eau à une valeur de $11 \text{ cm}^3/\text{min/cm}^2$. Cette valeur du débit volumique de gaz généré par unité de surface est similaire à celui généré sous l'anode d'une cuve d'électrolyse opérant avec une densité de 0.8 A/cm^2 ce qui est représentatif des conditions réelles d'opération. Grâce à l'utilisation de la caméra haute vitesse ainsi qu'aux techniques d'analyse d'image décrites à la section 3.1.5 il est possible de reconnaître sur une image donnée chaque bulle se trouvant sous l'anode et d'en connaître la position, l'aire projetée et la forme. Étant donné que le simulateur réalise un suivi individuel des bulles, il

sera facile d'en extraire les données qui pourront être comparées à celles obtenues par analyse d'image.

Tel qu'il en a été question à la section 3.1.5, la reconnaissance automatique des bulles sous l'anode par l'algorithme d'analyse d'image est considérablement plus difficile à réaliser que la reconnaissance des bulles dans la rainure. Ceci est dû principalement à l'absence de contraste entre l'intérieur et l'extérieur des bulles ainsi qu'à la proximité de celles-ci l'une de l'autre. Pour cette raison, il a été nécessaire de développer un algorithme semi-automatique où l'utilisateur doit indiquer au logiciel le centre des bulles sur l'image. Puisque les images contiennent un très grand nombre de bulles (entre 300 et 800 selon les conditions), relativement peu d'images ont pu être analysées. Tel qu'il en a été question précédemment, pour être en mesure d'obtenir une bonne résolution, il a été nécessaire de diviser l'anode en trois sections. Cette division est illustrée à la Figure 4-1. La direction dominante des bulles lorsqu'une pente est donnée à l'anode est illustrée. Seulement les images de la section B ont été analysées. Ces images seront comparées avec les données provenant de la zone correspondante dans le simulateur. Les images ont été analysées pour quatre différentes combinaisons de paramètres expérimentaux soit avec un angle de $\theta = 0^\circ$ ou $\theta = 1^\circ$ et avec une rainure d'une largeur de 1 cm et d'une hauteur de 15 cm de même que sans rainure.

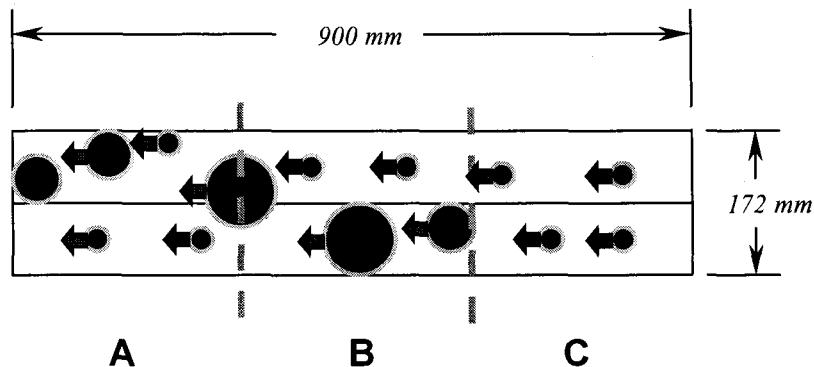


Figure 4-1 : Division de la semelle de l'anode pour l'analyse d'image (cas de l'anode non rainurée)

Pour chacun des quatre cas testés, le taux de couverture moyen a été calculé. Sur chacune des images ou chacun des pas de temps pour le simulateur, le ratio de la somme de l'aire projetée de toutes les bulles sur la surface totale a été calculé. La moyenne du taux de couverture pour toutes les images analysées a ensuite été calculée. Les résultats sont présentés au tableau suivant.

Tableau 4-1: Taux de couverture moyen pour le simulateur et pour le modèle dans a zone B

Taux de couverture	Simulateur	Modèle à eau	Écart
$\theta = 0$, sans rainure	58.2 %	59.8 %	+ 2.7 %
$\theta = 1$ degré, sans rainure	56.4 %	58.8 %	+ 4.2 %
$\theta = 0$, rainure 1 cm	51.3 %	56.8 %	+ 11 %
$\theta = 1$ degré, rainure 1 cm	47.8 %	51.4 %	+ 7.5 %

Les résultats obtenus avec le simulateur de la couche de gaz et le modèle expérimental montrent une bonne similitude. Le taux de couverture mesuré sur le modèle est toujours un peu plus élevé que celui prédit par le simulateur et l'écart varie de 2.7 à 11 %. L'effet de la variation des paramètres expérimentaux semble bien représenté par le simulateur. Les différences les plus importantes dans le taux de couverture moyen apparaissent lorsqu'une rainure est utilisée. Ceci dénote l'utilité de raffiner le modèle mathématique qui représente actuellement la rainure.

L'amplitude des fluctuations du taux de couverture calculée par analyse d'image est beaucoup moins élevée que celui obtenu avec le simulateur. La variation du taux de couverture instantané sur une période de 6 secondes est présentée à la Figure 4-2 pour un modèle sans rainure avec une pente d'un degré. Un nombre insuffisant d'images provenant du modèle ont à ce jour été analysées pour bien estimer la fréquence et l'amplitude des fluctuations du taux de couverture. Il est cependant possible d'affirmer que l'amplitude des fluctuations du taux de couverture mesurée semble beaucoup moins élevée que celle calculée avec le modèle. Il apparaît sur la Figure 4-2 b), que des baisses importantes du taux de couverture durant moins d'une seconde sont calculées par le simulateur. Ces baisses calculées par le simulateur se produisent lorsqu'une très grande bulle, formée par coalescence, commence à accélérer vers un des côtés de l'anode. Elle se déplace alors en ligne droite et absorbe par coalescence toutes les bulles situées sur son chemin qui sont

immobiles ou qui se déplacent moins rapidement. À mesure que la grande bulle absorbe les plus petites, son volume augmente de même que sa vitesse de déplacement. Un phénomène de balayage de la surface est alors observé ce qui explique les baisses rapides du taux de couverture apparaissant à la Figure 4-2 b). Il faudra alors un certain temps pour que les petites bulles créées par la suite grossissent suffisamment pour ramener le taux de couverture à une valeur près de la moyenne.

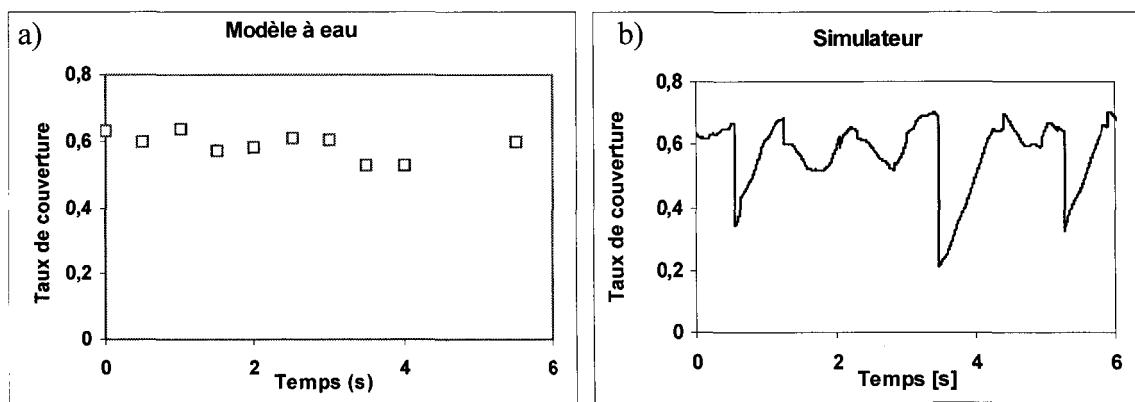


Figure 4-2 : Fluctuation du taux de couverture pour le cas sans rainure avec une pente de 1 degré a) modèle à eau, b) simulateur de la couche de gaz.

Un phénomène similaire est observé lors de l'analyse des images provenant des expériences (Figure 4-3 a)). L'ampleur du phénomène observé est cependant moindre que celui calculé numériquement. La principale explication pour cette différence est que les mouvements et la forme des grandes bulles sous le modèle à eau ne sont pas parfaitement réguliers. La vitesse des bulles sous l'anode n'est pas parfaitement rectiligne et des

oscillations latérales sont observées. De plus, les bulles observées sont déformables, et leur forme oscillera lors du déplacement sous la surface. Ces deux phénomènes font en sorte qu'il est rare qu'une bulle réussisse à parcourir toute la longueur du modèle sans sortir par l'un ou l'autre des côtés. C'est pour cette raison qu'un balayage total de la surface est rarement observé sous l'anode dans le modèle.

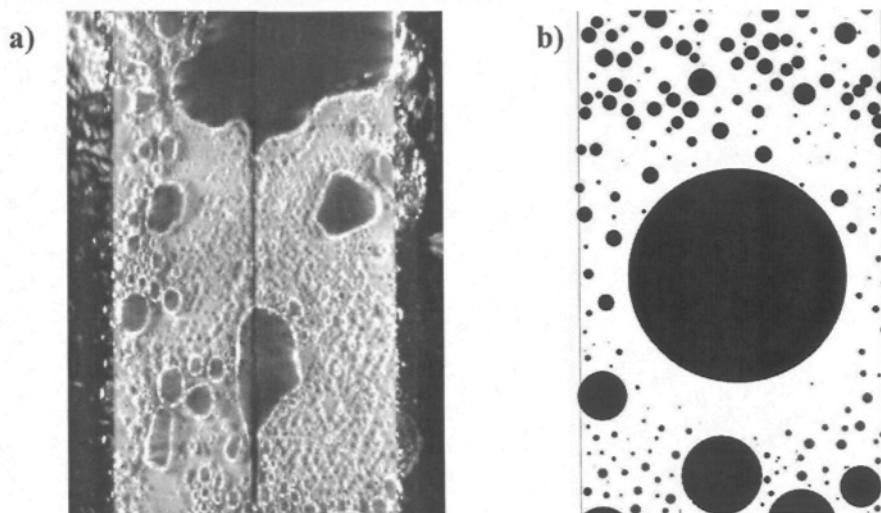


Figure 4-3 : Image représentant les bulles sous l'anode cas sans rainure $\theta = 1$ degré a) modèle à eau, b) simulateur de la couche de gaz.

4.1.3. Taux de couverture sous l'anode

Pour chacune des quatre combinaisons de paramètres expérimentaux, 10 images séparées l'une de l'autre de 0,5 seconde sont analysées. Les résultats obtenus sont présentés à la Figure 4-4 alors que la moyenne de toutes les mesures effectuées pour une condition donnée est celle présentée au Tableau 4-1.

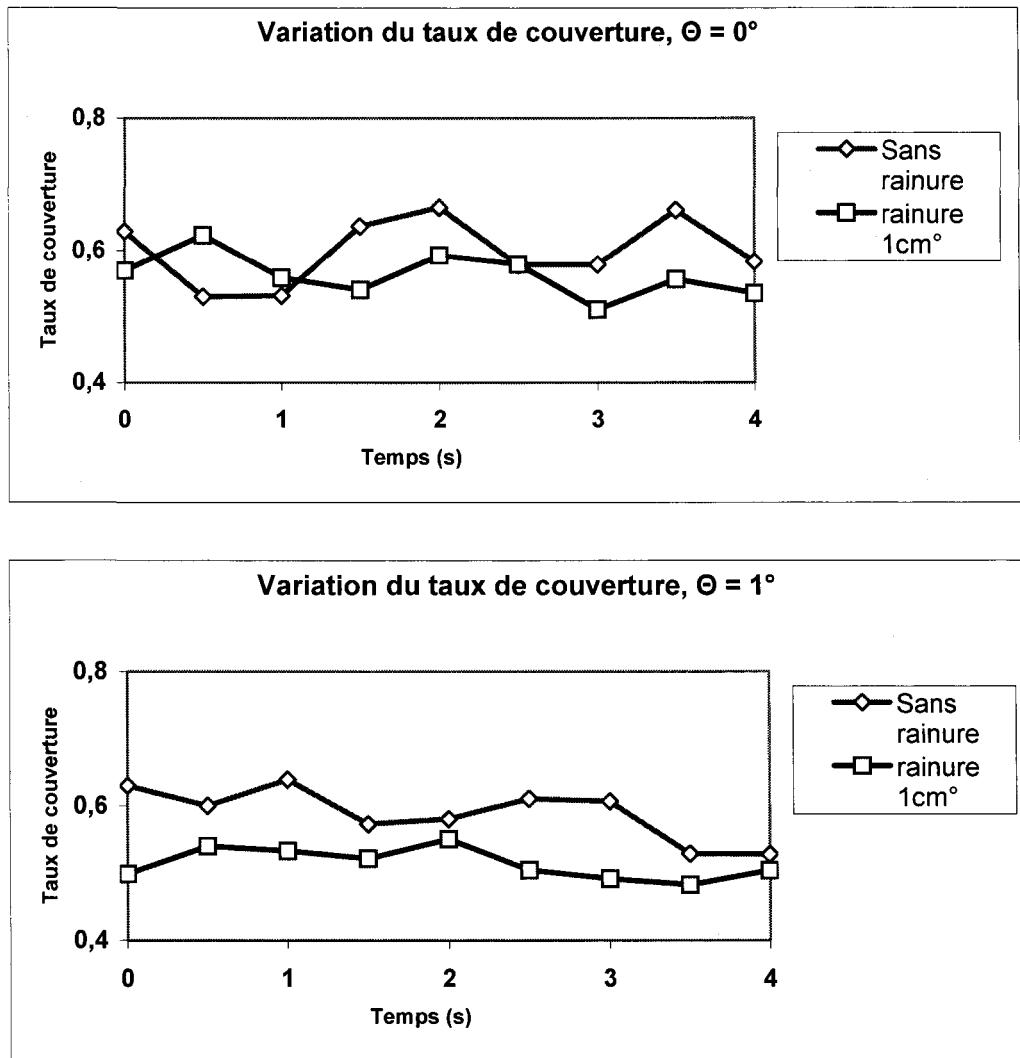


Figure 4-4 : Variation du taux de couverture mesurée sur le modèle à eau.

De manière générale, il a été observé que l'inclinaison faisait en sorte que la vitesse des bulles sous la surface semblait plus régulière puisqu'une direction principale était donnée au mouvement. Pour une anode horizontale, les bulles sont plutôt stagnantes jusqu'à ce qu'une poche relativement large s'échappe et entraîne une partie des autres bulles avec elle. Malgré cette différence, il semble y avoir peu de changement au niveau du

taux de couverture moyen. Ceci explique aussi que les fluctuations du taux de couverture sont plus importantes pour l'anode horizontale que pour l'anode inclinée. L'ajout d'une rainure au centre de l'anode a eu pour effet de diminuer le taux de couverture moyen. Dans le cas de l'anode horizontale, cette diminution est de 0.03 alors qu'elle est supérieure à 0.07 pour l'anode inclinée de 1 degré. Cette situation s'explique par le fait que la largeur des zones où peuvent circuler les bulles est diminuée de moitié par l'ajout d'une rainure. La taille maximum des bulles sous la surface avant qu'elles ne dépassent sur les côtés et soient aspirées vers le haut sera ainsi bien moindre. Dans le cas de l'anode inclinée de 1 degré, des oscillations latérales et déformations de l'interface même très petites pourront faire sortir la bulle de sous la surface. Ceci explique que l'effet de la rainure est plus important lorsque l'anode est inclinée. Une autre explication au fait que la présence d'une rainure réduise le taux de couverture est qu'elle induit un écoulement dans le liquide situé sous la surface. En effet, les mesures effectuées avec le système PIV lors des tests sur la morphologie de l'écoulement dans la rainure montrent que le liquide est entraîné dans la rainure par les bulles s'y engouffrant. Un flux net de liquide entre alors dans la rainure par le bas et ressort par les côtés (voir section 4.2.7). Il est alors plausible de croire que le liquide situé sous l'anode à proximité de l'entrée de la rainure ait une vitesse vers l'ouverture et soit en mesure d'entraîner certaines bulles avec lui. Cet effet d'entraînement est difficilement quantifiable, mais pourrait expliquer en partie l'effet bénéfique des rainures de l'anode dans les cuves d'électrolyse. La Figure 4-5 montre de façon instantanée le terrain de chasse de la rainure, toujours pour une pente de 1 degré. Sur cette image, les bulles identifiées en vert finiront leur course dans la rainure alors que les rouges

s'échapperont par les côtés du modèle. De façon globale, il a été observé qu'un peu plus de bulles finissaient leur course dans la rainure ce qui pourrait s'expliquer par cet effet d'aspiration.

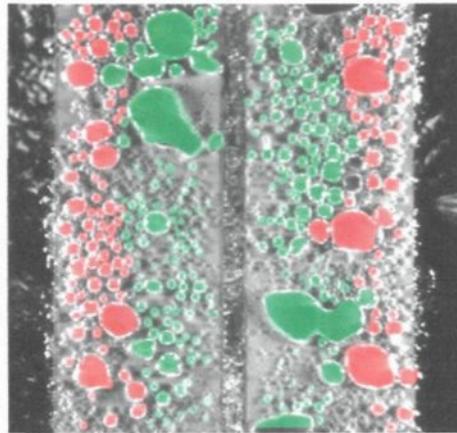


Figure 4-5 : Terrain de chasse de la rainure

4.1.4. Taille des bulles

Pour chacune des images des bulles sous la surface du modèle à eau, il est possible de connaître les diamètres équivalents calculés d'après l'aire projetée. Il est alors possible de dresser la liste des diamètres des bulles présentes et ainsi de comptabiliser la distribution de la taille des bulles. Étant donné que cette distribution pourra changer légèrement avec le temps, les bulles provenant des images successives seront comptabilisées ensemble pour chacune des quatre combinaisons de paramètres expérimentaux. Le nombre de bulles répertoriées pour chaque situation variera alors entre 4000 et 5500.

Comparaison de la taille des bulles avec celles d'une cuve d'électrolyse

Tel qu'il en a été question plus tôt, il est impossible de construire un modèle à eau d'une anode réelle respectant la similitude dimensionnelle puisque trop de paramètres physiques sont impliqués. En plus de ces différences au niveau des propriétés physiques des matériaux, le mode d'introduction du gaz dans le modèle est différent de la réalité. Un certain nombre d'essais en laboratoire ont permis de conclure qu'il serait impossible d'utiliser l'électrolyse pour générer le gaz dans le modèle. L'utilisation d'une plaque poreuse s'est avérée la meilleure solution de remplacement. Étant donné ces différences importantes entre le modèle et la réalité, il est nécessaire de pouvoir comparer la taille des bulles mesurées sur le modèle à celles présentes sous une anode réelle dans une cuve d'électrolyse. Pour plusieurs raisons évoquées plus tôt, incluant l'opacité et la corrosivité de la cryolite, il est très difficile de mesurer la taille des bulles dans une cuve réelle. Puisque la taille des bulles a d'importants effets sur la façon dont la couche de bulles interagit avec la cuve (Poncsák 2006), les chercheurs se sont intéressés à calculer cette distribution pour des anodes réelles. Les calculs ont été effectués avec l'aide du simulateur de la couche de gaz décrit précédemment. Le graphique présenté à la Figure 4-6 b) présente la distribution de la taille des bulles calculée pour une anode réelle de 0.4 m par 0.8 m ayant une densité de courant de 0.8 A/cm^2 . Tel que mentionné plus tôt, il est difficile de reproduire une surface parfaitement uniforme avec le modèle à eau. Pour cette raison il existera de plus grandes différences entre le simulateur et le modèle au niveau de la morphologie de la couche de bulles pour une anode non inclinée. La distribution calculée est donc comparée à celle mesurée sur le modèle à eau pour une anode non rainurée avec une pente de 1 degré. La différence principale entre les deux distributions se situe au

niveau des bulles ayant un diamètre inférieur à 3 mm. Ces petites bulles sont les plus nombreuses selon les calculs du simulateur, mais sont presque absentes sur les résultats expérimentaux. L'observation des images des bulles permet de confirmer qu'un très grand nombre de bulles de 2 mm ou moins sont aussi présentes sous le modèle à eau. Cependant, puisque l'éclairage et la résolution de la caméra ne permettent pas de reconnaître les bulles aussi petites, elles n'apparaissent pas sur la Figure 4-6 a). Si cette limitation de l'analyse d'image est importante lors du calcul de la distribution de la taille des bulles, l'effet sera négligeable sur le taux de couverture. En effet d'après les résultats rapportés par (Poncsák 2006), les bulles de 2 mm ou moins recouvrent moins de 0,5 % de la surface sous l'anode.

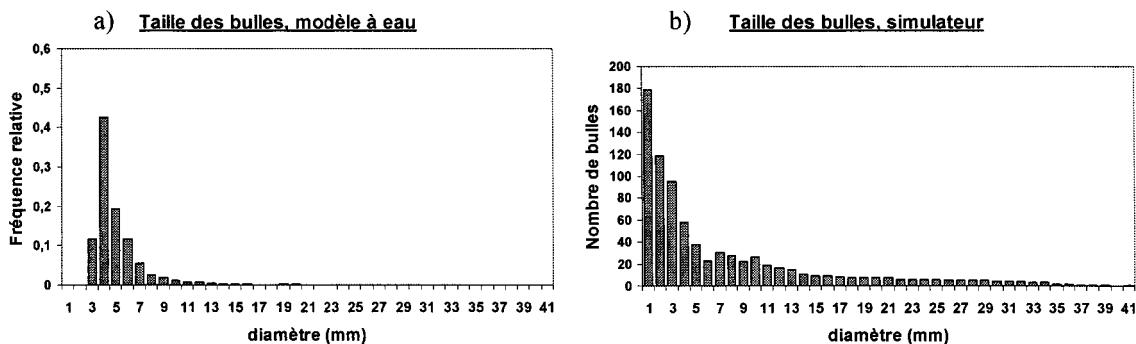


Figure 4-6 : Distribution de la taille des bulles a) modèle à eau sans rainure $\theta = 1^\circ$ b) anode réelle modélisée numériquement avec le simulateur

Effet des paramètres expérimentaux sur la distribution de la taille des bulles

Malgré les différences pouvant apparaître entre la distribution de la taille des bulles obtenue avec le modèle et celle calculée par le simulateur pour une anode réelle, il est intéressant de comparer les distributions mesurées pour différentes combinaisons de

paramètres expérimentaux. Cette comparaison permet d'observer l'effet de ces paramètres sur la taille des bulles. Il a été observé que les paramètres expérimentaux avaient très peu d'effet sur la forme de la distribution de la taille des bulles. La Figure 4-7 montre les distributions ainsi obtenues pour une anode horizontale avec et sans rainure. Des profils pratiquement identiques sont également obtenus lorsqu'on compare l'effet de l'inclinaison ($\theta = 0^\circ$ et $\theta = 1^\circ$) pour l'anode rainurée.

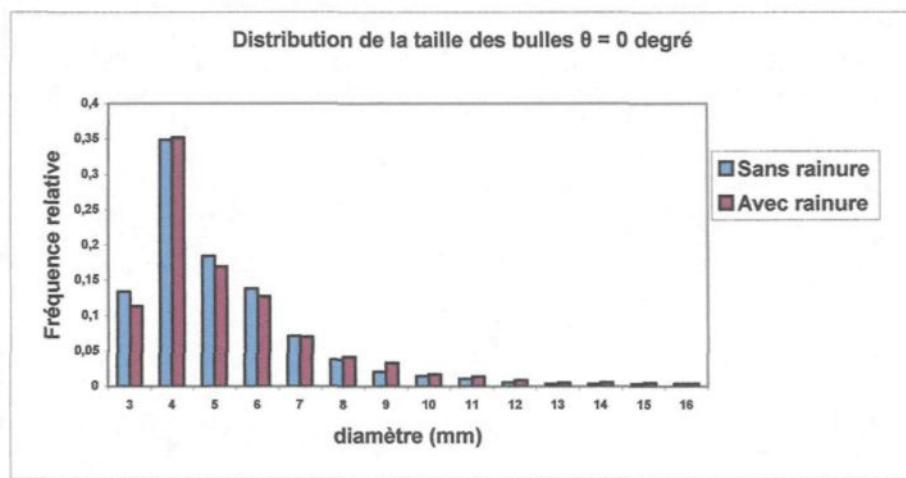


Figure 4-7 : Effet de la rainure sur la distribution de la taille des bulles

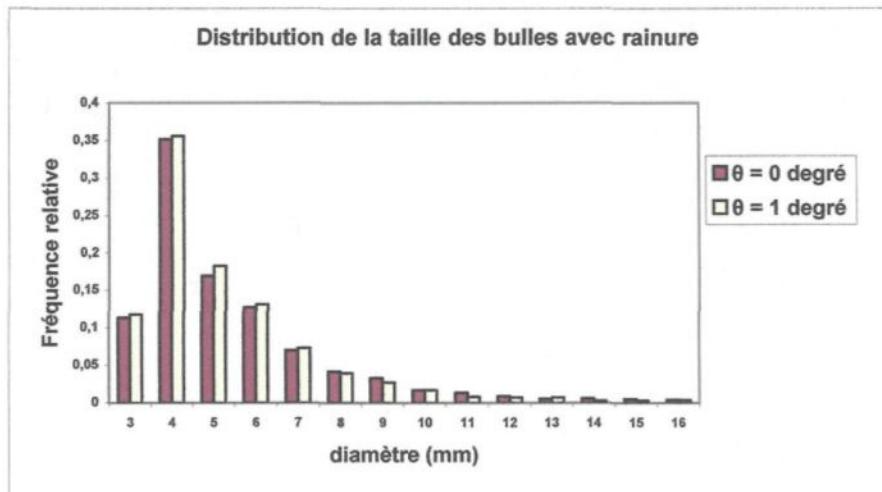


Figure 4-8 : Effet de la pente sur la distribution de la taille des bulles

Même si la forme de la distribution de la taille des bulles ne semble pas affectée par la variation des paramètres expérimentaux, il n'est cependant pas réaliste de conclure que ces paramètres ont peu d'effet sur la taille des bulles. Les différences les plus importantes se situent au niveau des bulles de grande dimension. Les bulles très grandes étant peu nombreuses, elles n'apparaissent même pas aux figures 5-6, 5-7 et 5-8. Malgré qu'elles soient peu nombreuses, l'effet de ces bulles sur le taux de couverture est très important. Les Figure 4-9 et Figure 4-10 montrent la fraction de l'aire sous l'anode occupée par les bulles de différentes dimensions pour une anode horizontale avec et sans rainure. Il apparaît ainsi que les quelques bulles très grandes qui peuvent exister lorsqu'il n'y a pas de rainure représentent une fraction importante de l'aire occupée et expliquent que le taux de couverture soit plus élevé pour une anode non rainurée.

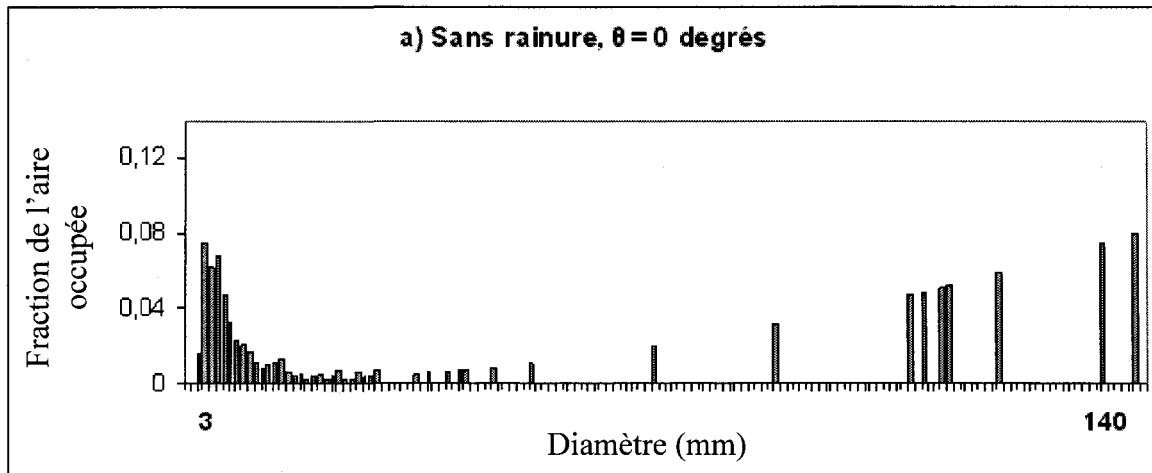


Figure 4-9 : Fraction de l'aire occupée par les différentes classes de bulles pour le cas de l'anode horizontale sans rainure

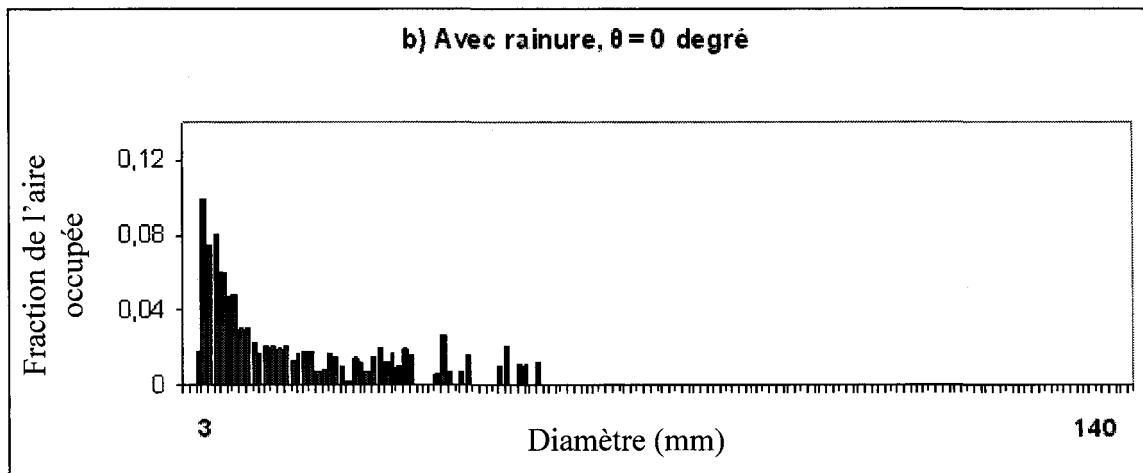


Figure 4-10 : Fraction de l'aire occupée par les différentes classes de bulles pour le cas de l'anode horizontale avec rainure

Tenant compte du fait que les résultats obtenus ne proviennent pas d'une anode réelle et ne peuvent être appliqués directement à l'électrolyse dans une cuve Hall-Héroult, ceux-ci fournissent néanmoins plusieurs observations intéressantes. L'ajout d'une rainure dans la semelle de l'anode a pour effet de la taille maximale que pourront avoir les bulles sous la surface. Si les bulles de grande dimension sont peu nombreuses sous l'anode, elles représentent néanmoins une partie importante de l'aire occupée et sont responsables des fluctuations du taux de couverture. Les oscillations latérales des bulles auront plus de chance de les faire sortir de sous la surface lorsqu'une rainure est présente puisque celle-ci offre un point d'échappement supplémentaire. Ceci explique que l'ajout d'une rainure ait un effet plus important pour une anode inclinée. Finalement, le liquide entraîné dans la rainure par les bulles créera un courant qui aura pour effet de faire dévier un certain nombre de bulles se trouvant sous la surface et de l'aspirer dans la rainure. Globalement, la rainure

aura ainsi pour effet de réduire le taux de couverture de même que l'amplitude des fluctuations de ce taux de couverture avec le temps.

4.2. Morphologie de l'écoulement dans la rainure

La deuxième partie des expériences réalisées sur le modèle à eau de la rainure visait à décrire la morphologie de l'écoulement dans le canal. Les informations ont été recueillies pour trois épaisseurs différentes de rainure et pour une gamme de valeurs de la vitesse superficielle de gaz U_{gs} . En premier lieu, les outils de visualisation utilisés ont permis de recueillir des observations macroscopiques sur l'écoulement dans le canal. Différents régimes ont ainsi pu être identifiés et la morphologie de l'écoulement a pu être décrite qualitativement pour chacun de ces régimes. En second lieu, les instruments d'imagerie combinés aux outils d'analyse d'image développés pour le projet ont permis d'obtenir des données quantitatives sur l'écoulement.

4.2.1. Observations macroscopiques

L'observation macroscopique du régime d'écoulement a été réalisée à l'aide d'une caméra haute vitesse placée perpendiculairement à la rainure et d'un éclairage approprié. Une séquence d'une durée de 9 secondes à une vitesse de 250 images par seconde a été réalisée pour chaque combinaison de paramètres expérimentaux. L'observation des

séquences, en tenant compte des travaux réalisés précédemment dans le domaine de l'écoulement gaz-liquide (voir section 2.3), a permis d'identifier trois régimes d'écoulement distincts. Ces régimes ont été nommés : régime bulles dispersées, régime bulles coalescées et régime fluctuant. Parmi les trois géométries testées, seule la rainure d'une épaisseur $b = 1$ cm a permis l'observation des trois régimes aux vitesses superficielles de gaz utilisées. La description détaillée de la morphologie de l'écoulement dans cette géométrie est réalisée ici pour une vitesse superficielle de gaz variant de 0,45 cm/s jusqu'à 28 cm/s.

Lorsque la vitesse superficielle de gaz U_{gs} se situe en dessous de 0,7 cm/s, l'écoulement dans le canal peut être qualifié de bulles dispersées. Des bulles s'élèvent dans le liquide jusqu'à ce qu'elles atteignent la partie supérieure de la rainure et le gaz forme alors un boudin plus ou moins continu tel qu'illustré à la Figure 4-11. Le boudin de gaz formé s'écoule ensuite vers les côtés du modèle d'où le gaz pourra s'échapper vers la surface libre. En faisant abstraction de la zone très mince où se trouve le boudin de gaz, cet écoulement est similaire en apparence aux régime homogène ou bulles dispersées rapportés dans toutes les études qui concernent les colonnes de bulles.

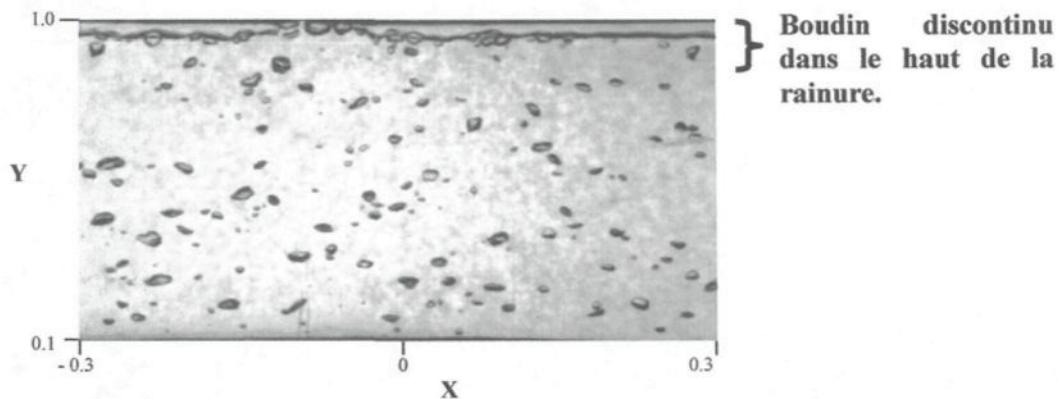


Figure 4-11 : Régime d'écoulement en bulles dispersées ($U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$)

Le champ de vitesse dans le liquide est contrôlé par la montée du gaz. Des vitesses instantanées vers le haut dans la traînée des bulles et vers le bas entre celles-ci sont alors observées, tel qu'illustré à la Figure 4-11. Le gaz étant généré sous des plaques poreuses, il entre dans le canal de façon aléatoire le long de l'axe horizontal. Les zones où la vitesse du liquide est vers le haut et les zones où elle est vers le bas changent ainsi avec le temps.

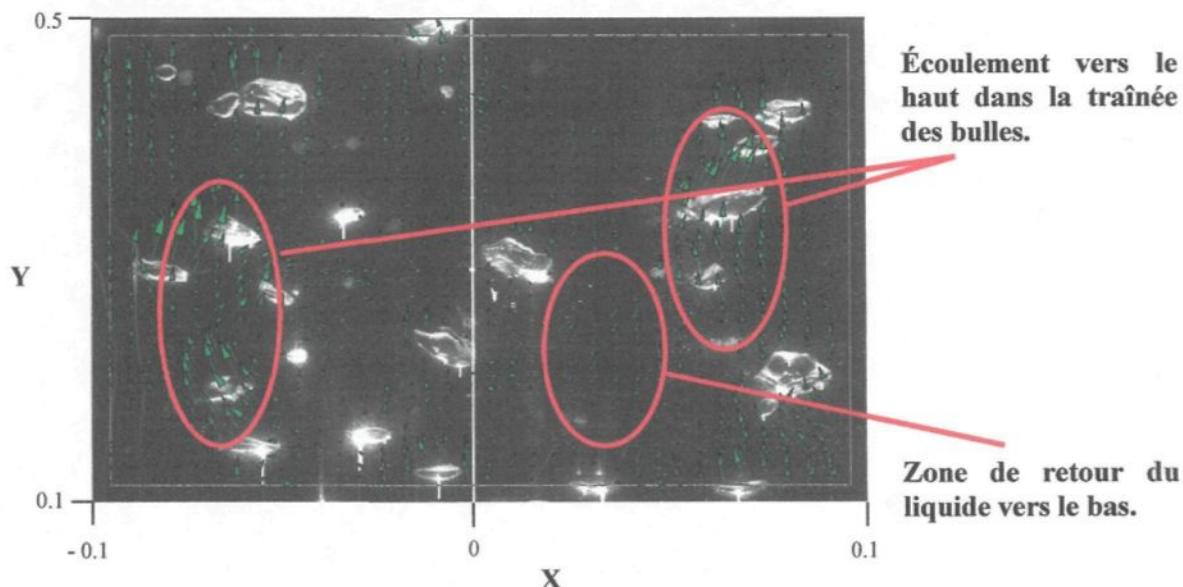


Figure 4-12 : Image PIV de l'écoulement en bulles dispersées ($U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$)

À mesure que la vitesse superficielle de gaz U_{gs} est augmentée et se rapproche de 0,8 cm/s, de plus en plus de bulles plus grosses, ayant un diamètre équivalent jusqu'à 10 mm, ainsi que de petits groupes de bulles apparaissent. La coalescence lors de la formation des bulles et de leur trajet sous la plaque poreuse explique la présence des bulles plus grosses. Leur forme est plutôt ovale et elles oscillent légèrement de droite à gauche alors qu'elles s'élèvent dans le liquide. Les petits groupes de bulles se forment à l'intérieur même de la rainure quand deux ou trois bulles se rejoignent. Bien que ces bulles s'élèvent côte à côte, aucune coalescence n'est observée à l'intérieur du canal avant que la vitesse superficielle de gaz n'atteigne 0,8 cm/s.

Lorsque la vitesse superficielle du gaz U_{gs} atteint cette valeur de 0,8 cm/s, la morphologie de l'écoulement subit un changement. La coalescence sous la plaque poreuse lors de la nucléation et du déplacement des bulles de même que la coalescence qui commence à être observée dans la rainure crée des bulles plus grosses, qui adopteront une forme de chapeau. Lorsque ces larges bulles s'élèvent dans le liquide, elles entraînent d'autres bulles avec elles, créant des groupes.

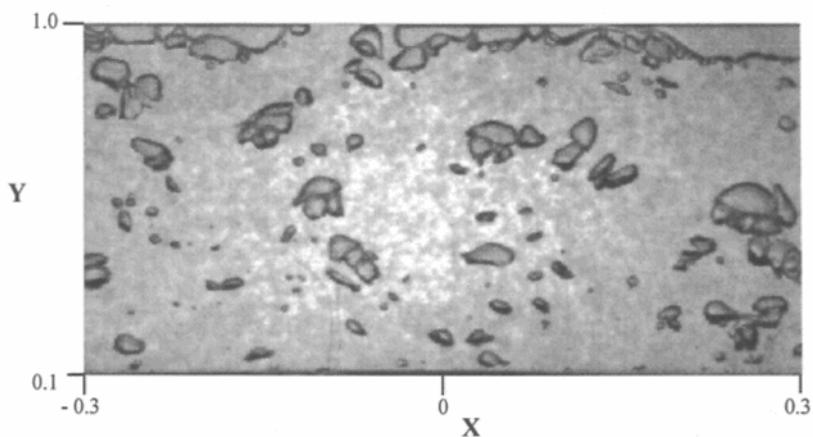


Figure 4-13 : Bulles s'élevant en groupe ($U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$)

Le nombre et la taille des groupes de bulles augmentent avec la vitesse superficielle du gaz. Des vortex apparaissent dans le sillage des groupes de bulles et la trajectoire des bulles adjacentes se verra modifiée. À mesure que U_{gs} est augmenté, une partie toujours plus grande du gaz entrera dans la rainure sous forme de groupes de bulles compacts à différents points le long de l'axe horizontal x. Ces groupes de bulles, pouvant être d'assez grande dimension, créent périodiquement des colonnes où le gaz et le liquide s'élèvent rapidement. Le liquide peut descendre entre ces colonnes, à l'intérieur des vortex créés par les mouvements du gaz et du liquide. La Figure 4-14 montre l'aspect de l'écoulement en régime de bulles dispersées par une image trace. La superposition des images permet de visualiser toutes les positions occupées par les bulles au cours d'une période de 0.08 seconde.

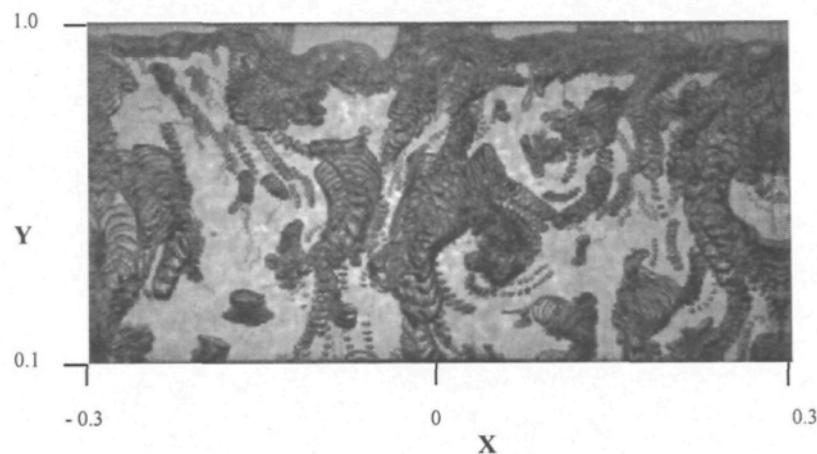


Figure 4-14 : Image trace de l'écoulement hétérogène ($U_{gs} = 4.4 \text{ cm/s}$)

L'effet des larges groupes sur l'écoulement dans le canal devient plus important à mesure que U_{gs} est augmentée et ceux-ci rendent l'écoulement de plus en plus turbulent. Lorsque la vitesse superficielle de gaz dans la rainure dépasse 10 cm/s, la montée du gaz ne se fera plus majoritairement de façon continue, mais plutôt de façon discrète (Figure 4-15). De grandes poches de gaz entreront dans la rainure à différents endroits le long de l'axe x. Les mouvements dans le liquide seront alors dominés par l'aspiration derrière ces poches.

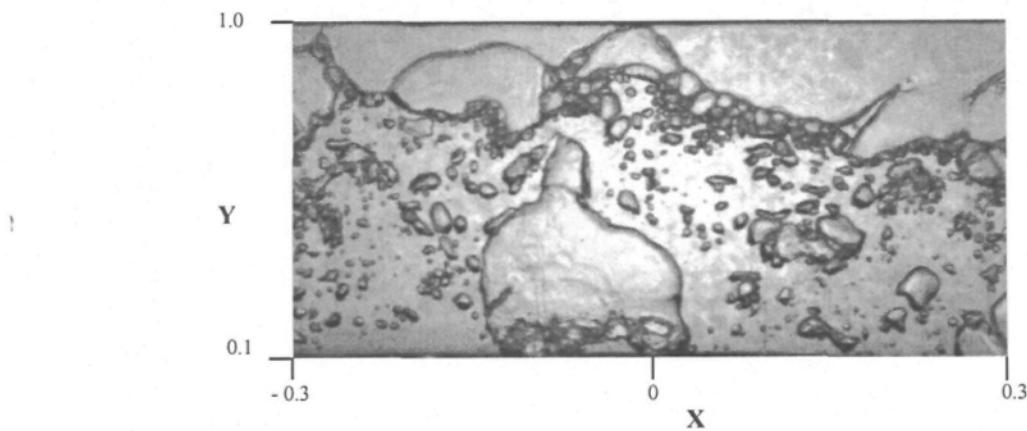


Figure 4-15 : Larges poches de gaz dans l'écoulement ($U_{gs} = 13 \text{ cm/s}$)

Tout le gaz entrant dans la rainure devra sortir par les côtés, en s'écoulant en un boudin formé dans la partie supérieure du canal. En raison de l'alimentation irrégulière par les groupes de bulles ou les grandes poches de gaz et des mouvements violents du liquide, le boudin est toujours déformé et discontinu. L'épaisseur du boudin de gaz (dans la dimension verticale y) varie de façon importante. La hauteur du boudin oscille par exemple entre 0 et 20 mm lorsque la vitesse superficielle du gaz U_{gs} est de 1 cm/s et entre 0 et 100 mm avec $U_{gs} = 15$ cm/s (Figure 4-15).

Lorsque la vitesse superficielle du gaz dépasse une valeur critique située autour de 25 cm/s, l'écoulement passera dans un troisième régime qui a été appelé régime fluctuant. Ce régime très instable est caractérisé par une importante variation périodique de la quantité de gaz dans le canal. Les poches de gaz formées par coalescence dans le régime précédent deviennent de plus en plus grandes à mesure que U_{gs} est augmentée. Elles finiront par occuper toute la hauteur de la rainure. Ces poches de gaz créent alors un lien direct entre les surfaces génératrices et le boudin supérieur de gaz dans le canal. Le gaz montera alors à travers ces canaux temporaires et non plus sous forme de bulles. Lorsque ce phénomène se produit, le gaz entrera dans la rainure à un taux plus élevé qu'il ne peut en être évacué par les côtés. Conséquemment, l'épaisseur du boudin de gaz augmentera dans tout le canal jusqu'à ce que le gaz en occupe la majeure partie (voir Figure 4-16 a). L'augmentation brusque de l'épaisseur du boudin a pour effet de repousser le liquide et les petites bulles vers le bas. Il est alors possible d'observer un jet de liquide et de petites bulles ressortant par la partie inférieure de la rainure. Lorsque la quantité de gaz dans la

rainure atteint une certaine valeur, le gaz s'échappera subitement par les côtés. L'épaisseur du boudin de gaz diminue alors très rapidement ce qui fera en sorte d'aspirer le liquide se trouvant sous la rainure. Cette montée rapide du liquide à travers la partie inférieure du canal aura pour effet d'entraîner les petites bulles en formation sous les plaques poreuses (voir Figure 4-16 b). Le temps entre la Figure 4-16 a) et b) est de 0.38 s.

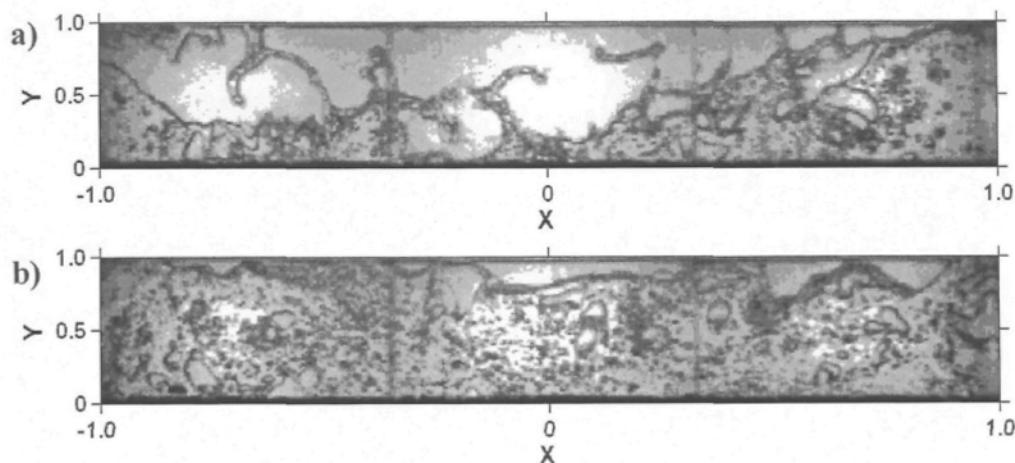


Figure 4-16 : Phases du régime fluctuant a) Remplissage de la rainure par le gaz, b) évacuation du gaz et entrée du liquide par le bas

4.2.2. Diagramme des régimes d'écoulements

L'observation macroscopique de l'écoulement dans la rainure décrit dans les sections précédentes a été réalisée pour 83 combinaisons de paramètres expérimentaux. Trois différentes épaisseurs de canal ont été utilisées, soit $b = 0.5$ cm, $b = 1$ cm et $b = 2$ cm. La hauteur du canal $h = 15$ cm de même que la largeur totale $2L = 90$ cm sont restées

constantes pour toutes les expériences. Pour chacune des trois géométries, le débit de gaz généré par les plaques poreuses a été varié de façon à contrôler la vitesse superficielle de gaz U_{gs} dans le canal. Celle-ci a ainsi pu prendre différentes valeurs entre 0.44 cm/s et 47 cm/s. Pour chaque cas analysé, l'écoulement a été classé dans l'un des trois régimes d'écoulement qui sont ressortis de l'analyse précédente soit le régime bulles dispersées, le régime bulles coalescées et le régime fluctuant.

La définition des caractéristiques macroscopiques des deux premiers régimes, soit le régime bulles dispersées et le régime bulles coalescées, est basée sur la classification présentée notamment par (Chen 1994) pour une colonne de bulles. La géométrie utilisée étant différente de celle d'une colonne de bulles, les régimes ne seront pas identiques à la fois au niveau de leurs caractéristiques macroscopiques de même qu'au niveau des paramètres mesurés. Le régime bulles coalescées pourrait être divisé en deux sous régimes, le premier dominé par les groupes de bulles et le deuxième dominé par les grandes poches de gaz qui rendent l'écoulement très turbulent. Le troisième régime a été baptisé fluctuant et est spécifique à la géométrie de canal ouvert étudiée ici. Les caractéristiques détaillées de chacun des régimes sont définies de la façon suivante :

Le régime bulles dispersées :

- Peu ou pas de grosses bulles ou de groupes de bulles sont présents.
- Aucune coalescence n'est observée entre les bulles lorsqu'elles montent dans la rainure
- La majeure partie des bulles ont une trajectoire rectiligne vers le haut qui n'est pas affectée par la traînée des grosses bulles ou des groupes.

Le régime bulles coalescées :

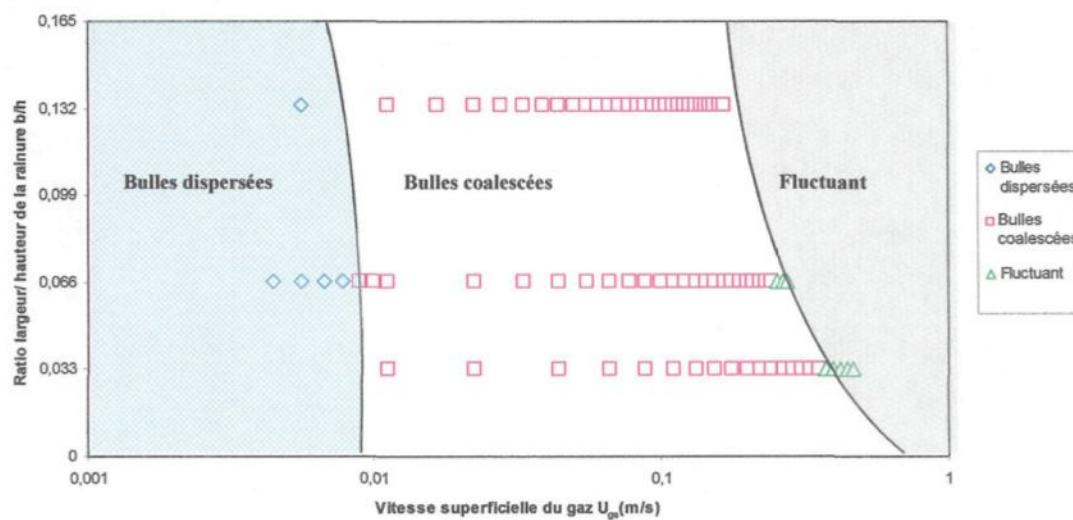
- Le nombre et la taille des grosses bulles et des groupes deviennent importants.
- La majorité des bulles verront leur trajectoire modifiée par la traînée des groupes de bulles ou des poches de gaz.
- Un phénomène de coalescence commence à être observé dans les groupes de bulles se trouvant à l'intérieur de la rainure.
- Il est possible d'observer les vortex créés par les bulles plus grosses puisque de petites bulles seront entraînées.
- Il peut être divisé en deux parties : une première où l'effet des groupes de bulles est important, mais où l'entrée du gaz est encore continue, et une deuxième où l'écoulement devient discontinu alors que le gaz entre périodiquement sous forme de grandes poches.

Le régime fluctuant :

- La quantité de gaz dans la rainure varie de façon très importante en fonction du temps et les deux phases identifiées soit le remplissage de la rainure et l'évacuation du gaz se distinguent facilement par l'observation des images prises par la caméra haute vitesse.
- L'épaisseur du boudin de gaz a tendance à s'uniformiser sur toute la longueur de la rainure.
- Un mouvement de va-et-vient est observé dans le liquide et les petites bulles dans la partie inférieure de la rainure.

En se basant sur ces caractéristiques, tous les films des expériences ont été analysés.

La Figure 4-17 illustre le régime d'écoulement pour chacun des cas étudiés :



4.2.3. Mesures de la fraction de gaz dans le canal

La fraction de gaz à l'intérieur du canal a été estimée au moyen des méthodes décrites au chapitre 4. Chacune des images est d'abord analysée pour déterminer l'aire projetée des bulles dans le plan de la rainure. Ce taux d'occupation 2D de la rainure par le gaz peut ensuite être converti en fraction volumique de gaz grâce aux expériences réalisées sur l'aspect 3D des bulles. Deux types d'images sont analysés pour mesurer la fraction de gaz dans le canal. Les images provenant d'un grand angle de vision permettent de déterminer la fraction de gaz dans toute la rainure à un instant donné alors que l'analyse des images prises avec un plus petit angle permet d'obtenir une valeur plus précise de la fraction de gaz instantanée locale.

Fraction de gaz instantanée dans toute la rainure

Des images de toute la rainure prises à un intervalle de 0.5 seconde sont analysées. Il est ainsi possible d'obtenir la variation temporelle de la fraction de gaz totale dans la rainure pour différentes valeurs de la vitesse superficielle du gaz. Cette analyse est réalisée pour une épaisseur de canal b de 1 cm et de 0.5 cm alors que la hauteur h de même que la largeur totale $2L$ sont constantes et respectivement de 15 cm et 90 cm.

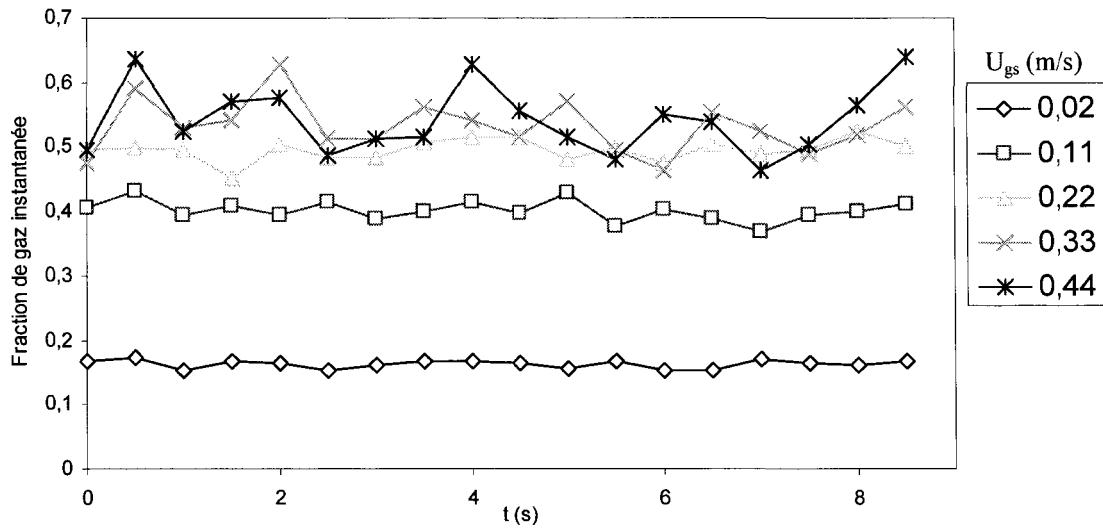


Figure 4-18 : Fraction de gaz moyenne dans la rainure pour différentes vitesses superficielles de gaz
(épaisseur de canal $b = 0.5$ cm).

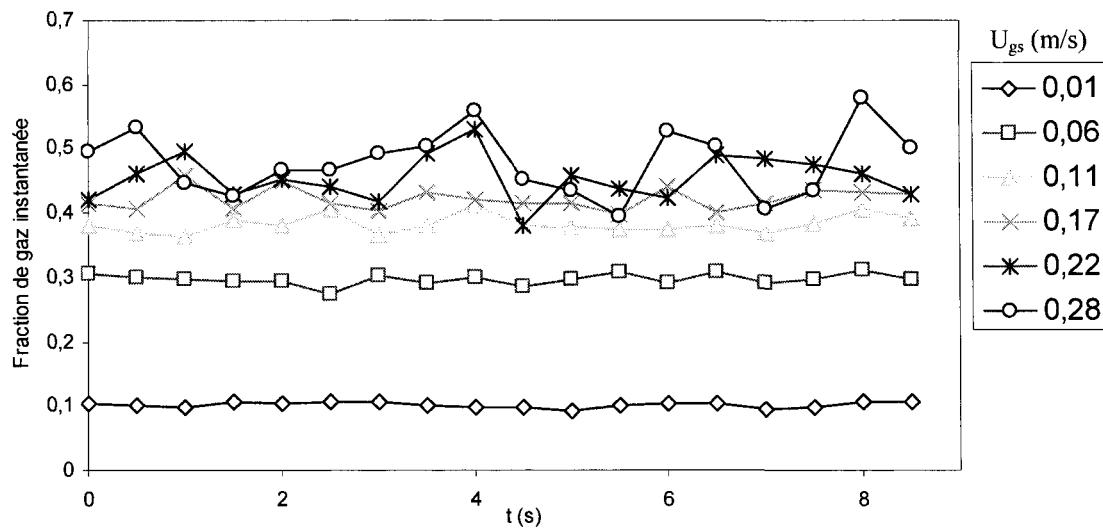


Figure 4-19 : Fraction de gaz moyenne dans la rainure pour différentes vitesses superficielles de gaz
(épaisseur de canal $b = 1$ cm).

Il est possible de remarquer dans les deux figures précédentes que lorsque la vitesse superficielle de gaz est relativement faible, la fraction de gaz instantanée mesurée dans la

rainure est plutôt stable, elle ne varie pas beaucoup avec le temps. Par contre, lorsque la vitesse superficielle de gaz dépasse une certaine valeur, la fraction de gaz devient beaucoup moins stable. Cette forte variation de la quantité totale de gaz dans la rainure correspond à l'établissement du régime d'écoulement appelé régime fluctuant qui a été décrit précédemment. Ce régime correspond à la dernière courbe de chaque figure, soit $U_{gs} = 44$ cm/s pour le canal de 0.5 cm d'épaisseur et $U_{gs} = 28$ cm/s pour le canal de 1 cm d'épaisseur. Pour chacune de ces courbes, les points où la fraction de gaz est la plus élevée proviennent de l'analyse des images où un important boudin de gaz est présent. Les points où la fraction de gaz est la plus faible correspondent quant à eux, aux images où ce boudin de gaz venait brusquement de s'échapper. Le temps total des expériences de même que le taux d'échantillonnage ne sont pas assez grand pour estimer de façon précise la fréquence de variation de la fraction de gaz dans la rainure. Pour chacune des deux géométries, le cycle complet d'accumulation et d'évacuation du boudin de gaz se répète de 4 à 6 fois sur une durée de 8,5 secondes. La période du phénomène (remplissage de la rainure et échappement du gaz) est alors estimée entre 1,4 et 2,1 secondes.

Pour un échantillon de valeurs de la fraction de gaz instantanée, la variance de l'échantillon est utilisée pour quantifier la stabilité du phénomène. La variance d'un échantillon est définie par la formule de l'équation (4-1).

$$s^2 = \frac{n \sum x^2 - (\sum x)^2}{n^2} \quad (4-1)$$

La Figure 4-20 suivante illustre la variance de l'échantillon en fonction de la vitesse superficielle de gaz pour chacune des deux géométries analysées.

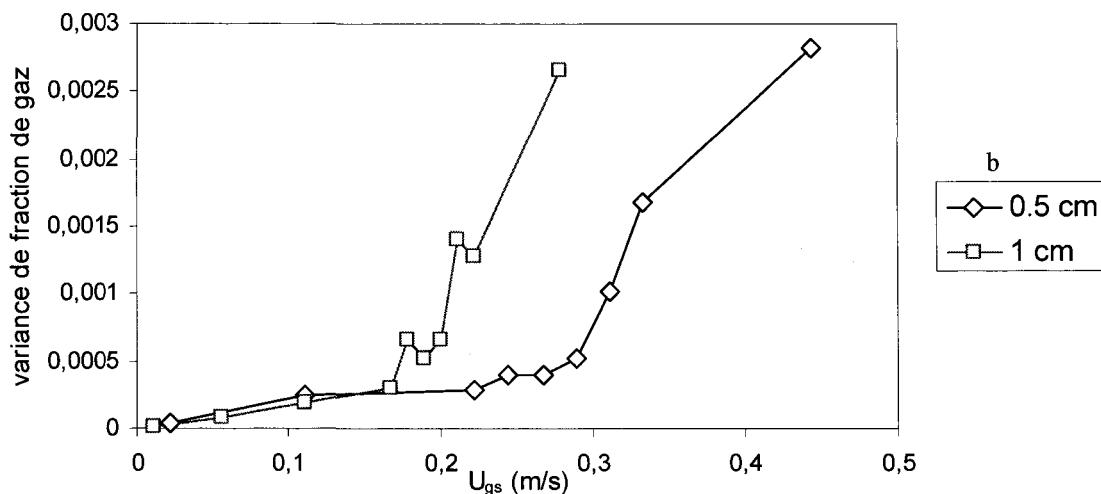


Figure 4-20 : Variance de la fraction de gaz en fonction de U_{gs} pour $b = 0.5 \text{ cm}$ et $b = 1 \text{ cm}$

Dans les deux cas analysés, après une phase d'augmentation plutôt lente, la variance de la fraction de gaz se met à augmenter brusquement à une certaine valeur de la vitesse superficielle U_{gs} . Cette augmentation correspond à l'établissement du régime instable baptisé régime fluctuant. Lorsque la variance est suffisamment élevée, l'écoulement est définitivement entré dans ce régime instable. Cette entrée définitive a été localisée à $U_{gs} = 0,35$ à $0,37 \text{ m/s}$ pour la rainure d'épaisseur 0.5 cm et à $U_{gs} = 0,24$ à $0,25 \text{ m/s}$ pour la rainure d'épaisseur 1 cm .

Fraction de gaz moyenne dans toute la rainure

En effectuant la moyenne des 18 valeurs instantanées de la fraction de gaz totale dans la rainure, la fraction de gaz moyenne pour une géométrie donnée est estimée en fonction de la vitesse superficielle du gaz U_{gs} . Cette valeur moyenne est illustrée dans la Figure 4-20.

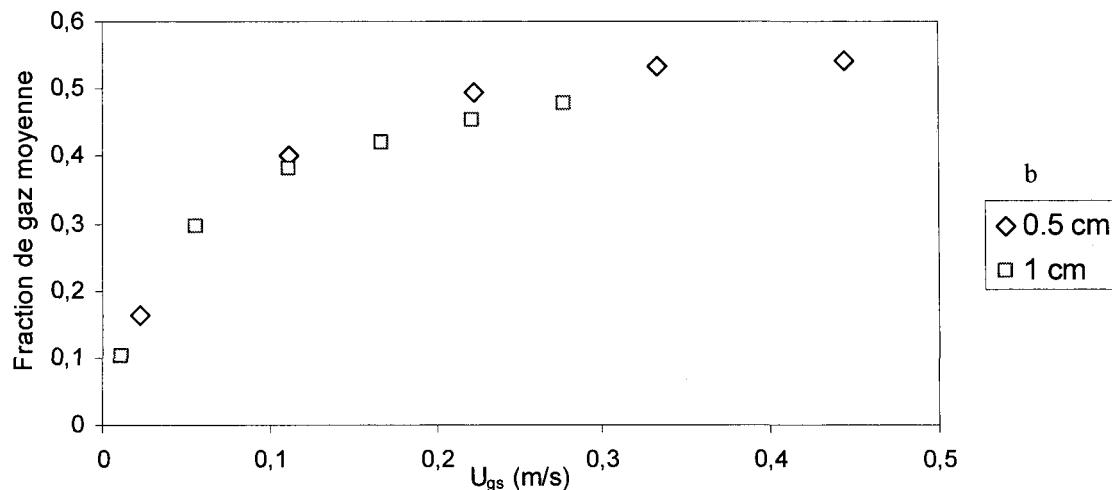


Figure 4-21 : Fraction de gaz moyenne en fonction de U_{gs} pour les deux épaisseurs analysées

On observe ainsi que, dans les deux cas, la fraction de gaz moyenne dans le canal semble augmenter de façon logarithmique avec la vitesse superficielle de gaz lorsque les autres paramètres sont constants. La Figure 4-21 semble révéler l'apparition d'un phénomène de saturation à mesure que la vitesse du gaz superficielle est augmentée. Il est possible qu'il existe une limite à la fraction de gaz moyenne dans le canal qui ne sera pas dépassée même en augmentant la génération de gaz par les plaques.

D'autres études sur les colonnes de bulles dans lesquelles la quantité de gaz dans l'écoulement a été mesurée ont trouvé une relation similaire entre la vitesse superficielle de gaz et la fraction de gaz. Les travaux de Spicka, 1999, incluent la mesure de la fraction de gaz moyenne dans une colonne 2D ayant une section de 20 cm par 2 mm et une hauteur 0.6 m. Cette fraction de gaz a été mesurée pour plusieurs valeurs de la vitesse superficielle de gaz par deux méthodes différentes soit l'imagerie et la différence de pression entre deux points. Ces méthodes permettaient la mesure de la fraction de gaz pour différentes valeurs de la vitesse de liquide superficielle. Seuls les résultats pour une vitesse de liquide nulle sont présentés à la Figure 4-22.

Si la forme de la relation semble similaire, la fraction de gaz mesurée pour une certaine valeur de U_{gs} est considérablement plus élevée pour la géométrie de canal ouvert que pour une colonne de bulles en 2D. Une explication possible de ce phénomène est le fait que, dans la rainure, le gaz est retenu dans la partie supérieure sous forme d'un boudin. Ceci a pour effet de ralentir sa sortie et donc d'augmenter la fraction de gaz dans la rainure. Un autre fait important est que l'écoulement étudié pour le canal ouvert est considérablement moins profond que les colonnes de bulles traditionnelles (hauteur de seulement 15 cm). Il a été démontré par (Ruzicka 2001) que l'effet de la hauteur d'une colonne de bulles sur la relation entre la fraction de gaz et U_{gs} était très important. Cette

étude a permis de mesurer la fraction de gaz en fonction de U_{gs} dans une colonne cylindrique d'un diamètre de 30 cm en utilisant les méthodes de mesure de pression et de mesure d'expansion du liquide. Les résultats obtenus démontrent que plus la hauteur de la colonne est importante, plus la fraction de gaz est faible pour une même valeur de U_{gs} . Ainsi, une colonne d'une hauteur de 10 cm aura une fraction de gaz maximale de 0.65 à une vitesse superficielle de liquide de 15 cm/s alors qu'une colonne haute de 50 cm aura une fraction de gaz maximale de seulement 0.35 à $U_{gs} = 15$ cm/s. Une telle différence s'explique principalement par le fait que dans une colonne peu élevée (comme la rainure) les bulles n'ont pas le temps d'atteindre leur vitesse maximale avant d'atteindre le haut. La vitesse moyenne des bulles est ainsi moins élevée et augmente la fraction de gaz dans l'écoulement. Si l'effet de la hauteur est aussi prononcé pour une colonne 2D, il pourrait lui aussi expliquer en partie le fait que la fraction de gaz retenue dans la rainure est beaucoup plus grande que pour la colonne haute utilisée par (Spicka 1999). L'autre série de résultats présentée à la Figure 4-22 provient de (Lin 1996). Ils représentent la mesure par imagerie de la fraction de gaz dans une colonne 2D de section de 30 cm par 1.27 cm et d'une hauteur de 1.6 m. Il est plus difficile de comparer ces résultats avec ceux obtenus pour la rainure puisqu'ils se concentrent sur une très faible valeur de vitesse superficielle de gaz. Il semble néanmoins que la fraction de gaz soit encore une fois plus faible pour cette colonne 2D que pour l'écoulement dans la rainure.

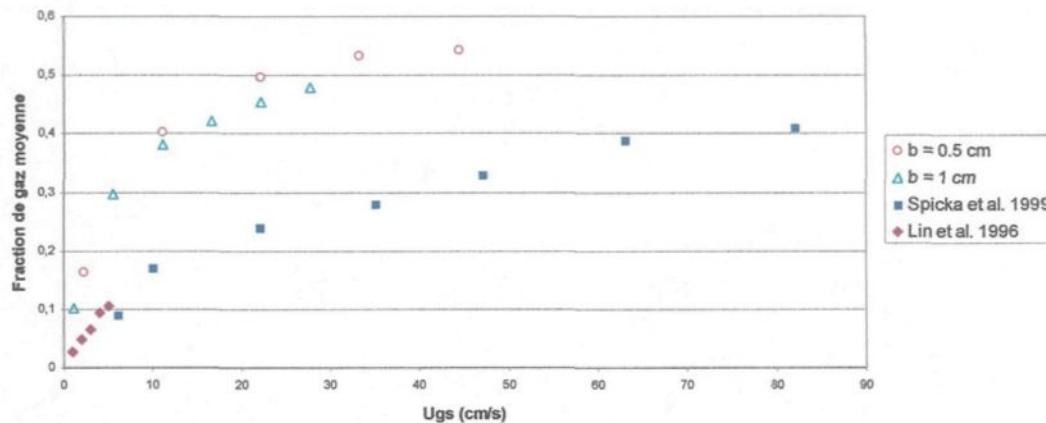


Figure 4-22 : Comparaison des valeurs avec celles provenant des colonnes de bulles

Distribution spatiale de la fraction de gaz dans la rainure

En utilisant un champ de caméra plus petit, les images obtenues permettent d'évaluer plus précisément la fraction de gaz instantané dans une partie de la rainure. En appliquant la méthode décrite au chapitre 4 incluant une correction pour l'aspect 3D de chaque bulle détectée, il est possible d'obtenir une distribution spatiale de la fraction de gaz moyenne dans la rainure. Pour réduire la quantité de données, l'écoulement dans la rainure est considéré comme symétrique et la distribution de la fraction de gaz n'est calculée que dans la moitié droite de celle-ci. Deux positions différentes de la caméra sont nécessaires pour couvrir la moitié analysée du montage. Pour chacune de ces deux positions, 86 images sont traitées couvrant une période de 9 secondes. La moyenne de la fraction de gaz locale à plusieurs points est ensuite effectuée pour toutes les images et la distribution spatiale de la fraction de gaz moyenne est ainsi tracée.

Cette analyse a été faite pour une seule géométrie de rainure, soit avec une épaisseur $b = 1$ cm, une hauteur $h = 15$ cm et une largeur $2L = 90$ cm. L'analyse a été réalisée pour deux valeurs de la vitesse superficielle de gaz, soit $U_{gs} = 0.56$ cm/s (Figure 4-23) ainsi que $U_{gs} = 2.2$ cm/s (Figure 4-24). Les résultats illustrés permettent d'obtenir une image globale de la distribution de la fraction de gaz dans la rainure pour les deux régimes d'écoulement. Dans les deux cas, une concentration importante de gaz est observée dans la partie supérieure de la rainure. C'est cette zone qui est occupée presque constamment par le boudin de gaz. En comparaison, la fraction de gaz moyenne dans le reste du canal est beaucoup moins élevée. L'importance du boudin dans la partie supérieure lors du calcul de la quantité de gaz dans la rainure apparaît donc évidente et pourrait très bien expliquer le fait que, pour une vitesse superficielle de gaz similaire, la rainure retient plus de gaz qu'une colonne 2D.

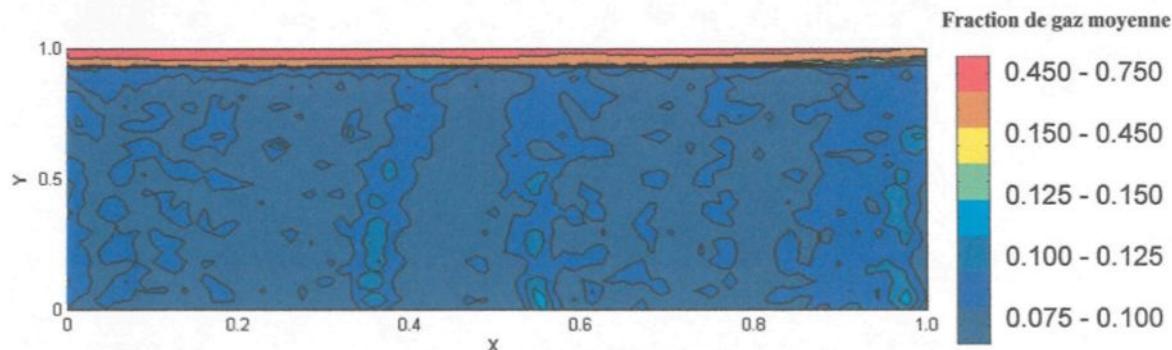


Figure 4-23 : Distribution spatiale de la fraction de gaz moyenne dans la rainure ayant une épaisseur $b = 1$ cm pour $U_{gs} = 0.56$ cm/s

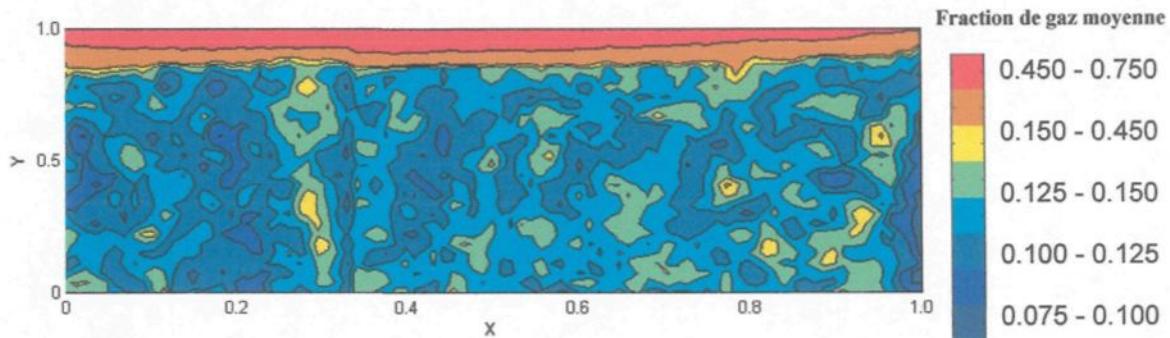


Figure 4-24 : Distribution spatiale de la fraction de gaz moyenne dans la rainure ayant une épaisseur

$$b = 1 \text{ cm pour } U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$$

Sur la Figure 4-23, il est également possible d'observer certaines zones en forme de colonnes où la fraction de gaz sera plus élevée qu'ailleurs. Ainsi, si l'observation macroscopique de l'écoulement à $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$ permettait de croire à une distribution régulière des phases le long de l'axe horizontal, les mesures prises sur une période de temps relativement longue semblent indiquer le contraire. Les trois colonnes de plus haute fraction de gaz qui apparaissent sur cette figure semblent indiquer que l'écoulement dans la rainure n'est pas uniforme le long de l'axe x et qu'un certain patron de circulation pourrait s'établir, même à faible débit de gaz. Ce patron de circulation moyen consisterait en des zones de montée plus intense de gaz et de liquide dans lesquelles la fraction de gaz serait plus élevée ainsi que des zones de retour de liquide où la fraction de gaz serait plus faible. Des observations similaires peuvent être faites pour la Figure 4-24, qui illustre la distribution de la fraction de gaz moyenne pour un écoulement ayant une vitesse superficielle de gaz U_{gs} de 2.2 cm/s , qui fut classé dans le régime bulles coalescées. Il est

observé que, pour ce débit de gaz, l'épaisseur du boudin s'accroît sur toute la longueur de la rainure sauf tout près de la sortie. Il est également observé que, pour cet écoulement, si la fraction est partout plus élevée, sa distribution semble un peu plus régulière que pour le cas où $U_{gs} = 0.56$ cm/s sauf pour une seule colonne située à environ $X = 0.3$. Il est possible de voir cette différence en comparant la distribution le long de l'axe horizontal x de la fraction de gaz moyenne dans les trois quarts inférieurs de la rainure ($0 \leq Y \leq 0.75$). Cette distribution est illustrée à la Figure 4-25.

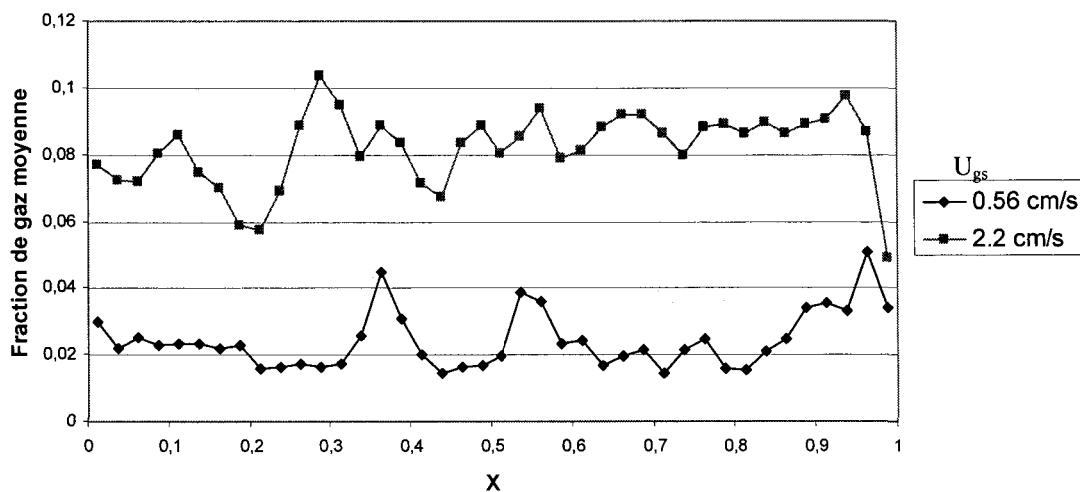


Figure 4-25 : Distribution de la fraction de gaz moyenne selon la position horizontale

La distribution pour $U_{gs} = 0.56$ cm/s montre nettement deux maximums locaux pour x entre 0.3 et 0.4 ainsi que x entre 0.5 et 0.6, et une autre valeur très élevée près de la sortie. La distribution pour $U_{gs} = 2.2$ cm/s semble ne montrer qu'une seule colonne plus intense près de $x = 0.3$ et une fraction de gaz uniformément plus élevée pour x entre 0.5 et 1. Dans le cas de $U_{gs} = 2.2$ cm/s, la fraction de gaz moyenne diminue fortement tout près de la sortie, pour x proche de 1. Ce phénomène est également visible sur la Figure 4-24 où une

très faible concentration de gaz est constatée dans la partie inférieure du canal, près de la sortie à droite de l'image. Cette baisse de la concentration est provoquée par une aspiration du liquide se trouvant hors du canal près de la sortie. Une comparaison avec le champ de vitesse dans le liquide sera nécessaire pour mieux comprendre le phénomène.

Comme il a déjà été mentionné, le comportement instantané de l'écoulement pourra être très différent du résultat illustré aux figures précédentes pour un grand laps de temps. Il est possible que les zones de grande et de faible concentration de gaz ne se retrouvent à différents endroits pour une image instantanée et un patron de distribution globale de la fraction de gaz n'est pas réellement observable sans effectuer une moyenne temporelle.

4.2.4. Mesures de la taille des bulles

Les méthodes de reconnaissance d'images décrites au chapitre 3 ont permis de compiler les caractéristiques des bulles individuelles dans chacune des images analysées. Il est ainsi possible de connaître, pour des conditions données, la distribution statistique de la taille des bulles.

L'analyse de la distribution de la taille des bulles a été réalisée pour les deux mêmes conditions d'écoulement que l'analyse de la répartition de la fraction de gaz. La géométrie de la rainure est donc identique dans les deux cas avec une épaisseur $b = 1$ cm, une hauteur $h = 15$ cm et une largeur $2L = 90$ cm. Deux débits différents sont analysés, ce qui

représente une valeur $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$ (régime bulles dispersées) ainsi que $U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$ (régime bulles coalescées). La reconnaissance des bulles est réalisée seulement pour la moitié droite de la rainure ($0 \leq x \leq 1$). Pour les deux débits, 86 images sont analysées pour chacune des deux positions de la caméra, sur une période de 9 secondes. Les résultats sont illustrés à la Figure 4-26 et à la Figure 4-27. Pour chaque classe, délimitée par une limite inférieure et supérieure du diamètre équivalent, le nombre de bulles détectées est divisé par le nombre total de bulles de toutes les dimensions dans le but d'obtenir la fréquence relative. Le nombre total de bulles détectées dans toutes les images est de 19 000 pour le cas où $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$ et de 23 000 pour $U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$.

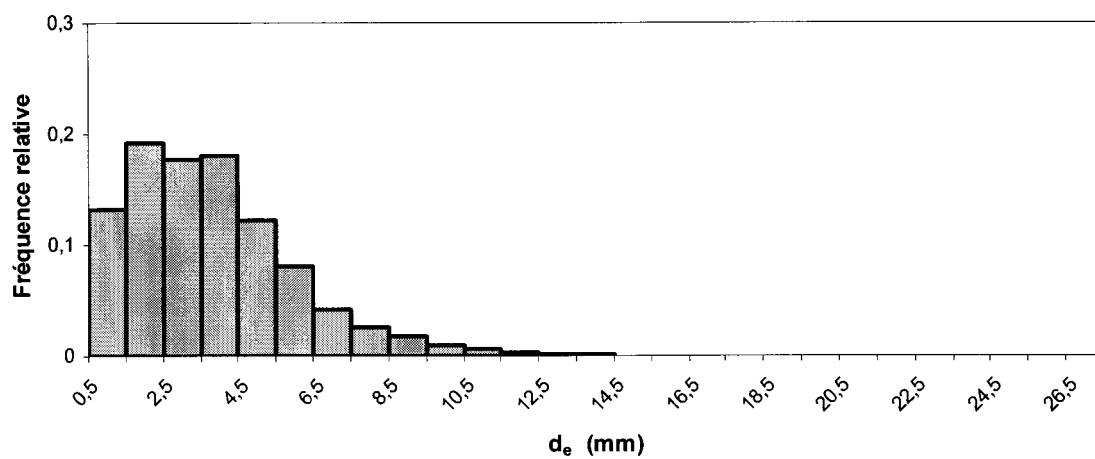


Figure 4-26 : Distribution de la taille des bulles à $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$

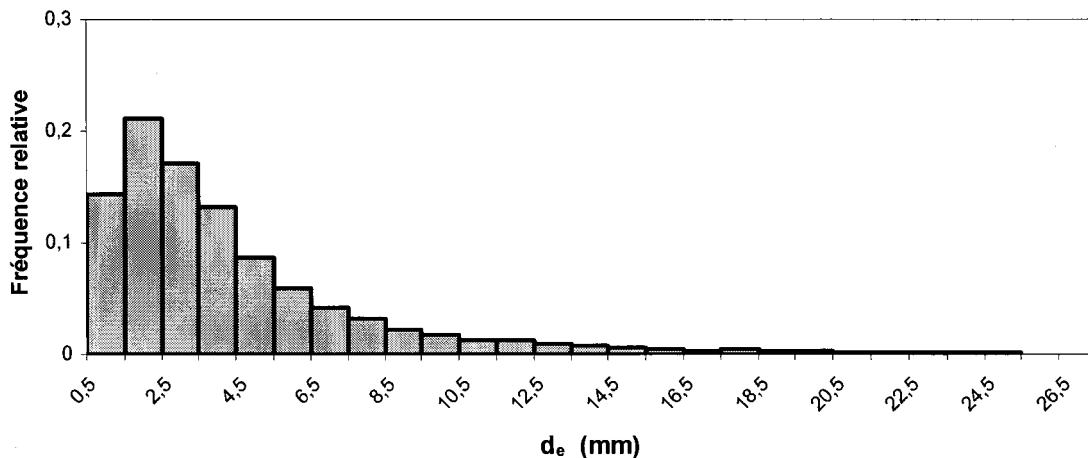


Figure 4-27 : Distribution de la taille des bulles à $U_{gs} = 2.2$ cm/s

Les résultats illustrés ne concernent que les bulles qui sont libres dans l'écoulement et ne tiennent pas compte des poches de gaz se trouvant dans la partie supérieure de la rainure. Les bulles se trouvant dans la rainure possèdent différentes tailles entre 0,5 et 25 mm. Dans les deux cas, la grande majorité des bulles (80 %) auront un diamètre entre 0 et 6 mm. Cette distribution de la taille des bulles n'est pas causée par des phénomènes reliés à l'écoulement (coalescence et fractionnement) mais est plutôt une conséquence directe de l'utilisation de plaques poreuses pour la génération du gaz. La forme globale des deux distributions est très similaire. Ainsi, aux différents régimes d'écoulement, un nombre similaire de bulles de chaque dimension est recensé, pour les bulles dont le diamètre équivalent est inférieur à 10 mm. Ce résultat démontre que les plaques de bronze poreux utilisées pour générer les bulles ne semblent pas trop affectées par le débit de gaz, elles ne se mettent pas à produire uniformément des bulles plus grosses ou plus petites lorsque le débit est modifié. Cependant, un petit nombre de bulles plus grosses seront repérées lors de l'analyse des images où $U_{gs} = 2.2$ cm/s. Leur diamètre équivalent pourra même dépasser

30 mm. Ces grosses bulles comprendront celles qui sont formées par coalescence avant d'entrer dans la rainure de même que les regroupements de bulles serrées qui sont reconnus comme une bulle unique par le programme d'analyse. Aucune bulle d'un diamètre supérieur à 20 mm n'est détectée pour le cas où $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$.

4.2.5. Mesure du champ de vitesse dans la phase liquide

Pour les deux mêmes conditions dans lesquelles ont été évaluées les vitesses des bulles soit $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$ (régime bulles dispersées) et $U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$ (régime bulles coalescées) avec une largeur totale $2L = 90 \text{ cm}$, une hauteur $h = 15 \text{ cm}$ et une épaisseur $b = 1 \text{ cm}$, le champ de vitesse dans le liquide a été évalué. Les mesures ont été prises à l'aide d'un système de vélocimétrie à image de particules (PIV), après l'ajout de particules de traçage, selon la technique décrite à la section 3.3. Comme lors des mesures de la taille et de la vitesse des bulles, les vecteurs de vitesse dans le liquide ont été évalués dans la moitié droite de la rainure, en considérant celle-ci comme étant symétrique. Pour être en mesure de couvrir entièrement la zone de mesure, 10 positions différentes de caméra ont été nécessaires. À chacune de ces positions, 20 paires d'images sont enregistrées avec un délai d'une seconde entre chaque paire. La vitesse instantanée dans le liquide à plusieurs endroits est calculée par analyse statistique de chaque paire d'images. En divisant chaque paire d'images en plusieurs zones, chacune de ces zones sera définie par un vecteur représentant la vitesse instantanée du liquide à 20 instants différents. La moyenne des ces vitesses instantanées permet d'obtenir un patron d'écoulement global dans le liquide pour

les régimes de bulles dispersées et de bulles coalescées. Ces patrons d'écoulement sont illustrés à la Figure 4-28 et à la Figure 4-29.

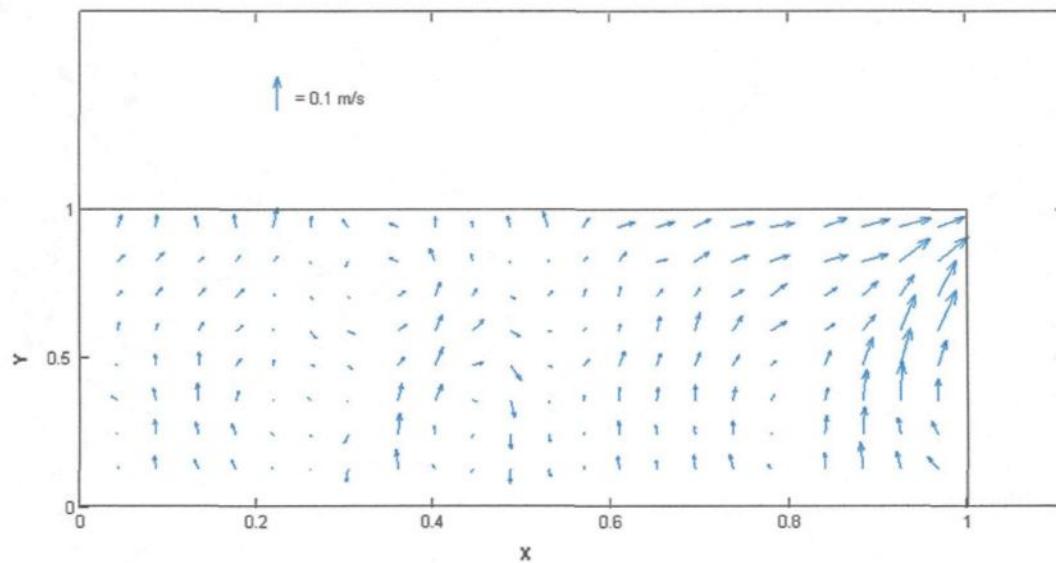


Figure 4-28 : Distribution de la vitesse moyenne dans le liquide $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$

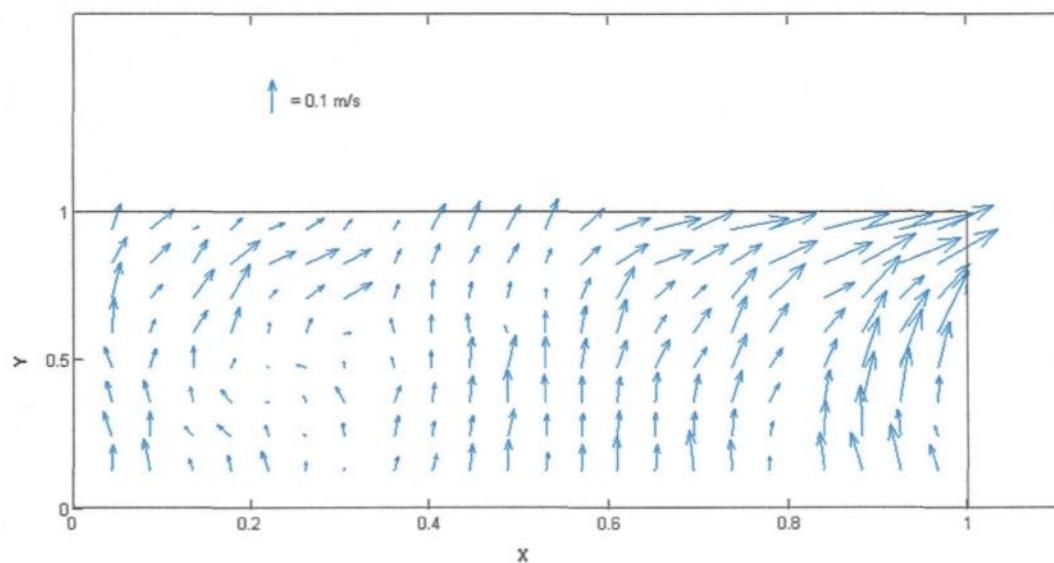


Figure 4-29 : Distribution de la vitesse moyenne dans le liquide $U_{gs} = 2.22 \text{ cm/s}$

Le champ de vitesses moyen obtenu dans le liquide pour $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$ (Figure 4-28) illustre le même phénomène qui a été mis en lumière par la distribution moyenne de la fraction de gaz (Figure 4-23). Il semble exister de façon moyenne certaines structures cohérentes dans l'écoulement pour une vitesse superficielle de gaz aussi basse que 0,56 cm/s malgré le fait qu'elles soient difficiles à détecter par l'observation des séquences. Certains vortex apparaissent en effet pour ce débit pour x inférieur à 0,6. La comparaison avec la Figure 4-23 semble indiquer que le centre de ces vortex, là où la vitesse du liquide est moins élevée, correspondrait aux zones de faible concentration de gaz. Cette situation comporte beaucoup de similitudes avec l'écoulement hétérogène dans une colonne de bulles. De façon globale, un patron d'écoulement moyen s'installe dans le liquide pour $U_{gs} = 0,56 \text{ cm/s}$. Bien qu'il existe certaines zones le long de l'ouverture inférieure de la rainure où la vitesse moyenne dans le liquide pointe vers le bas, elle est en grande majorité ascensionnelle. Il y a ainsi une entrée nette de liquide par l'ouverture inférieure de la rainure. De la même façon, les vecteurs apparaissant à la Figure 4-28 montrent que le liquide sort de la rainure par l'ouverture de côté. Cette sortie nette de liquide semble limitée à la partie supérieure de l'ouverture de côté. Dans la partie inférieure de celle-ci, il y aurait même un phénomène d'aspiration, une entrée de liquide. Ce phénomène d'aspiration du liquide se trouvant à l'extérieur explique bien le fait que, tel qu'illustre à la Figure 4-23 et à la Figure 4-24, la fraction de gaz chute brutalement dans la partie inférieure de la rainure le long du côté de celle-ci.

Pour une vitesse superficielle de gaz de 2,2 cm/s, ce patron global de circulation semble s'intensifier, tel qu'il a été illustré à la Figure 4-29. La vitesse moyenne du liquide le long de l'ouverture du bas est plus uniforme et l'entrée de liquide est plus importante que pour $U_{gs} = 0,56$ cm/s. L'écoulement moyen dans le liquide semble régulier presque partout dans le canal, ce qui n'est pas le cas de l'écoulement instantané. Comme pour le cas de l'écoulement à $U_{gs} = 0,56$ cm/s, la sortie du liquide s'effectue essentiellement par la partie supérieure de l'ouverture de côté.

Si l'observation des moyennes en espace et en temps des vitesses dans le liquide permet d'obtenir des indices quant aux caractéristiques globales de l'écoulement, celui-ci ne peut certainement pas être considéré comme stationnaire. En effet, la plupart des travaux effectués sur l'écoulement gaz-liquide dans une colonne de bulle insistent sur le fait qu'il est dominé par des structures non stationnaires en espace et en temps (Joshi 2002). La présence des bulles dans l'écoulement a pour effet d'augmenter de façon importante la turbulence dans la phase liquide et l'intensité de celle-ci est beaucoup plus élevée que pour un écoulement à une seule phase dans une conduite. L'écoulement dans la colonne de bulle est ainsi constitué d'un spectre de structures turbulentes de différentes formes et de différentes tailles. Le caractère non stationnaire de l'écoulement dans le canal ouvert a été mentionné dans la description qualitative de la morphologie effectuée à la section 4.2.1. Les images instantanées réalisées avec le système PIV (Figure 4-12) de même que les images prises à haute vitesse (Figure 4-13) montrent bien l'existence des structures non stationnaires dans le liquide et leur effet sur la trajectoire des bulles.

Malgré l'importance des structures non stationnaires dans l'écoulement, les valeurs moyennes en espace et en temps de variables telles que la fraction de gaz et les vitesses des phases sont souvent utilisées par les chercheurs (Spicka 1999), (Joshi 2002) pour fournir une meilleure compréhension de l'écoulement. Ces patrons globaux constituent également des résultats qui pourront servir à établir ou à valider des modèles numériques de l'écoulement qui utilisent souvent le cas stationnaire pour une plus grande simplicité.

4.2.6. Mesures de la vitesse des bulles

À l'aide des techniques décrites précédemment, basées sur le calcul de corrélation entre les images successives de l'écoulement, la vitesse absolue des bulles a pu être évaluée. Comme pour l'évaluation de la taille des bulles, l'analyse a été réalisée pour les deux premiers régimes d'écoulement soit le régime bulles dispersées ($U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$) et le régime bulles coalescées ($U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$). La géométrie du canal est restée la même dans les deux cas avec une largeur totale $2L = 90 \text{ cm}$, une hauteur $h = 15 \text{ cm}$ et une épaisseur $b = 1 \text{ cm}$. Pour chacune des positions de la caméra, couvrant la moitié droite de la rainure, 18 paires d'images furent analysées. Le temps entre deux paires d'images est de 0.5 s alors que les temps entre les deux images d'une même paire varie entre 0.008 et 0.016 seconde selon le régime d'écoulement. Un total de plus de 2200 bulles sont détectées pour chacun des deux régimes d'écoulement. En plus des deux composantes du vecteur vitesse, la position ainsi que le diamètre équivalent de chaque bulle sont enregistrés.

La Figure 4-30 et la Figure 4-31 regroupent les vitesses ascensionnelles (V_y) de toutes les bulles détectées pour chacune des deux conditions d'écoulement. La vitesse ascensionnelle mesurée correspond à la vitesse absolue de la bulle (V_{bulle}) qui est la somme de la vitesse de la bulle par rapport au liquide et de la vitesse du liquide.

$$V_{bulle} = V_{liquide} + V_{bulle-liquide} \quad (4-2)$$

Le nombre de bulles pour un intervalle de vitesse donné est divisé par le nombre total de bulles détectées pour exprimer la fréquence relative. La vitesse ascensionnelle moyenne des bulles dans la rainure est similaire dans les deux cas (V_{y_moy} de 0.21 m/s pour $U_{gs} = 0.56$ cm/s et V_{y_moy} de 0.20 m/s pour $U_{gs} = 2.2$ cm/s). Cette vitesse n'est cependant pas uniforme et s'étendra sur une certaine plage de valeurs.

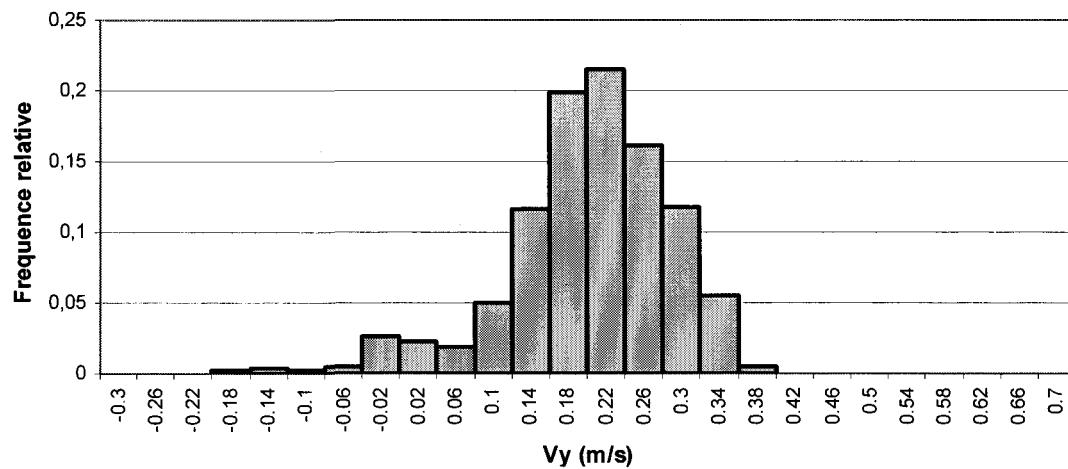


Figure 4-30 : Distribution de la vitesse ascensionnelle des bulles à $U_{gs} = 0.56$ cm/s

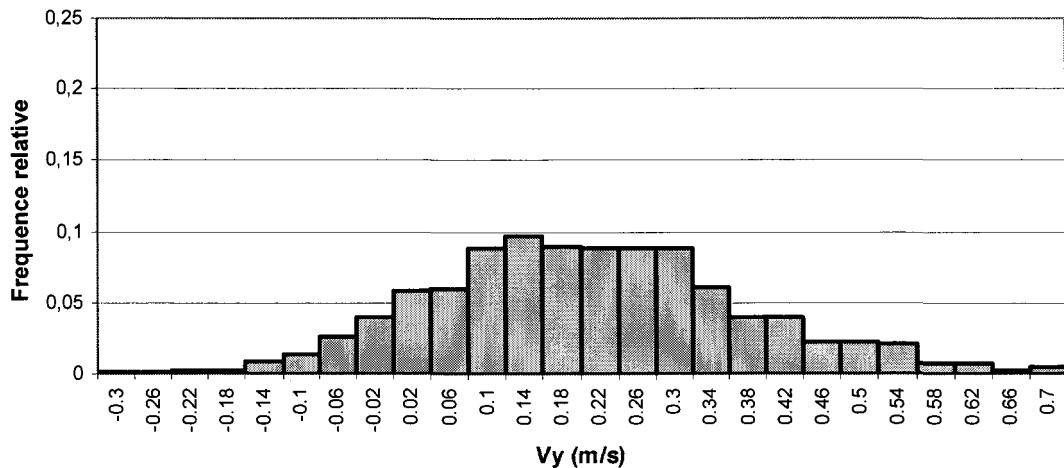


Figure 4-31 : Distribution de la vitesse ascensionnelle des bulles à $U_{gs} = 2.2$ cm/s

Cet effet est beaucoup plus prononcé dans le régime bulles coalescées (Figure 4-30) que dans le régime bulles dispersées (Figure 4-31).

Il est possible d'estimer théoriquement quelle devrait être la vitesse d'une bulle de gaz s'élevant dans un liquide. Plusieurs études se sont en effet intéressées à mesurer ou à prévoir cette vitesse terminale dans un liquide au repos. Pour le cas des bulles d'air s'élevant dans de l'eau à température et pression ambiantes, cette vitesse terminale sera fonction de la taille de la bulle. Il est généralement reconnu qu'il existe 4 régimes différents pour la montée d'une bulle dans un liquide au repos. Selon son diamètre, une bulle se trouvera dans l'un ou l'autre de ces régimes. À chacun de ces régimes, des forces différentes contrôlent la vitesse ascensionnelle des bulles et celle-ci varie d'une façon précise avec la taille (Mendelson 1967).

La première région se limite aux bulles très petites soit celles ayant un diamètre équivalent inférieur à 0.7 mm. Ces petites bulles ne se déforment pratiquement pas lors de

leur parcours et peuvent être considérées comme des sphères rigides. La vitesse de montée terminale atteinte par ces bulles est limitée par la force de traînée visqueuse. Cette vitesse terminale peut être prédite en utilisant la loi de Stokes. En égalant la force visqueuse et la force de poussée d'Archimède, il est possible de trouver une expression pour la vitesse terminale atteinte par la bulle :

$$F_{\text{traînée}} = \frac{1}{2} C_D \rho V_T^2 A = \frac{\pi}{8} C_D \rho V_T^2 d_e^2 \quad (4-3)$$

$$F_{\text{poussée d'Archimède}} = \Delta \rho g (\text{Volume}) = \frac{\pi}{6} d_e^3 \Delta \rho g \quad (4-4)$$

$$F_{\text{traînée}} = F_{\text{poussée d'Archimède}} \rightarrow V_T = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{d_e \Delta \rho g}{\rho C_D}} \quad (4-5)$$

(Tomiyama 1998) propose d'utiliser pour ce régime un coefficient de friction donné par :

$$C_D = 48 / \text{Re} \quad (4-6)$$

où le nombre de Reynolds est basé sur le diamètre équivalent de la bulle et les propriétés physiques du liquide. La vitesse terminale d'une bulle dans ce premier régime s'exprime alors par :

$$V_T = \frac{g \Delta \rho d_e^2}{36 \mu} \quad (4-7)$$

Une deuxième région existe pour les bulles légèrement plus grosses, avec un diamètre équivalent variant entre 0.7 mm et 1.4 mm. Dans cette région, la vitesse terminale atteinte est toujours limitée par la traînée visqueuse. La bulle est cependant suffisamment grosse pour qu'il existe une certaine circulation du gaz à l'intérieur de celle-ci. Cette circulation

aura pour effet de réduire la contrainte de cisaillement dans le liquide au voisinage de la bulle et la vitesse atteinte par celle-ci est plus élevée que celle prédicta par la loi de Stokes et définie par l'équation précédente.

La troisième région comprend les bulles ayant un diamètre équivalent situé entre 1.4 et 6 mm. Tel qu'illustré à la Figure 4-26 et à la Figure 4-27, la majorité des bulles présentes dans la rainure pour les régimes de bulles dispersées et bulles coalescées possèdent un diamètre équivalent compris entre ces valeurs. Dans cette région, le mouvement des bulles devient beaucoup plus complexe que pour les deux régions précédentes. Leur montée n'est pas nécessairement rectiligne, elles pourront adopter une trajectoire en zigzag ou encore hélicoïdale. La contribution majeure à la force de traînée agissant sur la bulle ne provient plus de la friction, mais plutôt de la formation de vortex derrière celle-ci, c'est-à-dire d'une différence de pression. Le coefficient de traînée est alors fortement influencé par la forme de la bulle, qui ne sera plus nécessairement sphérique. Puisque la forme de la bulle est fortement influencée par la force de tension superficielle, c'est ce paramètre qui domine la troisième région. Mendelson, (1967), a proposé une relation permettant de prédire la vitesse terminale des bulles dans ce régime qui représente très bien ses résultats expérimentaux. Cette relation s'exprime comme :

$$V_T = \sqrt{\frac{2\sigma}{d_e \rho} + \frac{gd_e}{2}} \quad (4-8)$$

Il faut cependant remarquer que cette relation exprime la vitesse de montée maximale et que celle-ci ne sera pas atteinte par toutes les bulles. Un important également des

résultats expérimentaux est alors observé dans ce régime et la vitesse terminale qu'atteindra une bulle est difficile à prédire. Plusieurs explications sont proposées pour expliquer cette instabilité. L'une des plus récentes provient de (Tomiyama 2002), qui relie ces variations de vitesse terminale à la déformation initiale des bulles en ascension. Une version modifiée de l'équation précédente est proposée pour tenir compte de ce facteur.

La quatrième et dernière région comprend les bulles ayant un diamètre équivalent supérieur à 6 mm. Puisqu'elles sont assez grosses pour adopter une forme hémisphérique, leur vitesse terminale est généralement plus facile à prédire que dans la région 3. Comme dans la région précédente, l'effet des forces visqueuses est plutôt négligeable et la forme n'est plus contrôlée par la tension superficielle. Le mouvement des bulles sera alors contrôlé par l'inertie. Si l'effet de la viscosité est négligé, la vitesse terminale s'exprime par :

$$V_T = 0.72\sqrt{gd_e} \quad (4-9)$$

Cette relation n'est valable que pour les bulles très grosses qui ont pleinement atteint le régime inertiel et ont adopté la forme hémisphérique. Pour les bulles n'ayant pas atteint pleinement le régime inertiel soit approximativement toutes les bulles dans la rainure, l'équation 5-8 est utilisée.

(Spicka 1999) a mesuré la vitesse terminale atteinte par des bulles lâchées individuellement entre deux plaques rapprochées, en fonction du diamètre de la bulle. L'espace entre leurs plaques était fixé à 2 mm et de l'eau non distillée et de l'air ont été

utilisés. Il a été remarqué dans cette étude que, pour des bulles ayant un diamètre équivalent de plus de 1 mm, la vitesse de montée dans une colonne 2D est très bien représentée par la théorie existant pour une bulle montant dans un milieu infini. Cette affirmation suppose cependant que la vitesse des bulles n'est contrôlée que par l'inertie ce qui n'est pas certain pour les bulles d'un diamètre équivalent inférieur à 6 mm (Mendelson, 1967).

La presque totalité des bulles dont la vitesse est illustrée aux figures Figure 4-30 et Figure 4-31 possède un diamètre équivalent situé entre 1 mm et 12 mm. Ces bulles se trouvent donc théoriquement dans les régions 3 et 4. Leur vitesse de montée devrait ainsi être contrôlée par les forces de tension superficielle et d'inertie, mais très peu par la force visqueuse. Dans ces régimes, la vitesse terminale atteinte ne varie que très peu avec le diamètre équivalent et peut être estimée au moyen de l'équation (5-8). Elle n'augmente que légèrement avec le diamètre lorsque celui-ci est supérieur à 6 mm.

Pour être en mesure de comparer les résultats obtenus avec ceux provenant d'autres études ou encore avec la vitesse théorique dans un milieu infini, il est nécessaire de séparer les bulles détectées selon différentes classes d'après leur diamètre équivalent. Pour chacune de ces classes, la moyenne des vitesses ascensionnelles mesurées est calculée. Comme il a déjà été mentionné, les vitesses mesurées correspondent aux vitesses totales des bulles dans le canal et non à leur vitesse par rapport au liquide. Pour obtenir la vitesse des bulles par rapport au liquide, il est nécessaire soustraire la vitesse ascensionnelle

moyenne du liquide aux vitesses de bulles mesurées. Ceci est plus complexe à réaliser pour le cas d'un canal ouvert que pour une colonne 2D traditionnelle. En effet, dans la géométrie de canal ouvert, la vitesse moyenne du liquide entrant dans la rainure n'est pas prescrite comme l'est celle du gaz. Elle ne peut pourtant pas être considérée comme nulle puisque l'effet d'entraînement par le gaz aura comme conséquence une entrée nette de liquide par l'ouverture inférieure et une sortie nette par le côté (surtout dans la partie la plus haute). Pour être en mesure d'estimer cette vitesse moyenne du liquide, dans la rainure, les mesures effectuées à l'aide d'un système PIV (section 4.2.5) sont utilisées. Ces mesures ont permis d'obtenir la vitesse instantanée du liquide dans toute la moitié droite de la rainure à 20 moments différents. En divisant cette section de la rainure en différentes zones, la vitesse ascensionnelle moyenne du liquide dans chacune de ces zones peut être calculée. Ces valeurs sont présentées dans les tableaux Tableau 4-2Tableau 4-3 pour les deux conditions d'écoulements étudiées.

Tableau 4-2 : Vitesse ascensionnelle moyenne du liquide mesurée en cm/s dans les différentes zones

pour $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$

Y

	X								
	0 à 0.1	0.1 à 0.2	0.2 à 0.3	0.3 à 0.4	0.4 à 0.5	0.5 à 0.6	0.6 à 0.7	0.7 à 0.8	0.8 à 0.9
0.66 à 1	2,8	2,5	0,7	2,3	1,3	2,3	2,2	2,5	4,5
0.33 à 0.66	2,2	2,8	-0,3	3,5	-1,9	3,8	4,1	4,1	7,3
0 à 0.33	2,1	2,9	-0,9	3,0	-3,1	3,7	3,7	5,3	3,6

Tableau 4-3 : Vitesse ascensionnelle moyenne du liquide mesurée en cm/s dans les différentes zonespour $U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$

		X								
		0 à 0.1	0.1 à 0.2	0.2 à 0.3	0.3 à 0.4	0.4 à 0.5	0.5 à 0.6	0.6 à 0.7	0.7 à 0.8	0.8 à 0.9
Y	0.66 à 1	6,7	5,4	4,0	4,5	5,1	5,3	5,6	6,5	6,1
	0.33 à 0.66	7,3	5,3	3,3	5,8	7,5	8,6	8,6	9,5	10,4
	0 à 0.33	7,8	4,6	2,5	5,9	8,3	9,0	9,4	10,7	6,7

La démarche adoptée consistera ainsi à déterminer dans quelle zone se trouve chaque bulle détectée et soustraire à sa vitesse ascensionnelle la valeur correspondante dans les tableaux 1 ou 2. La vitesse ascensionnelle moyenne par rapport au liquide, pour différentes classes de bulles, est présentée à la Figure 4-32 pour les deux différentes vitesses superficielles de gaz. Elle est comparée avec la vitesse terminale théorique pour des bulles en ascension dans un milieu continu (équation 5-8) de même qu'avec la vitesse provenant de mesures similaires effectuées pas (Spicka 1999) pour un écoulement d'eau et d'air dans une colonne 2D possédant une section de 20 cm par 2 mm et une hauteur de 60 cm. Dans cette étude, les mesures ont été faites avec une vitesse superficielle de gaz de 1 cm/s et 2 différentes vitesses superficielles de liquide soit $U_{ls} = 0$ et $U_{ls} = 6.3 \text{ cm/s}$.

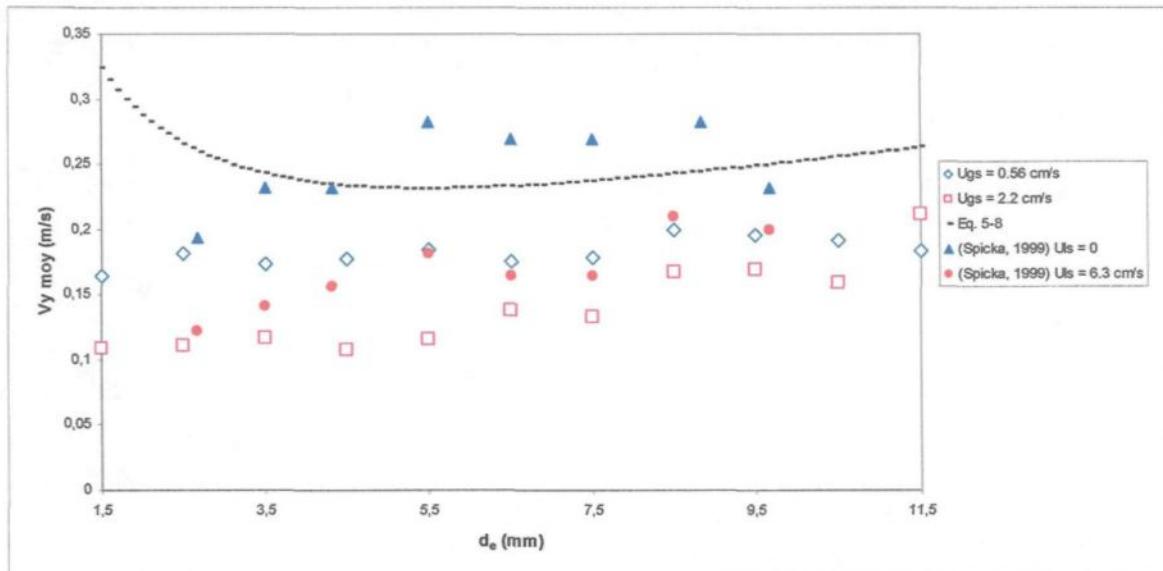


Figure 4-32 : Vitesse ascensionnelle moyenne des bulles par rapport au liquide

Pour les deux conditions de vitesse superficielle de gaz testées, il semble que la vitesse ascensionnelle des bulles ait tendance à augmenter légèrement avec le diamètre, pour les plus grosses bulles. Cette tendance ressemble à celle illustrée par la courbe de l'équation (4-8) et qui correspond à l'établissement du régime inertiel. La vitesse des bulles par rapport au liquide dans la rainure est cependant moins élevée que la vitesse terminale prédite par l'équation (4-8).

Cette différence pourrait provenir en partie de la géométrie particulière du canal ouvert. Puisque celui-ci est relativement peu élevé (15 cm), une partie des bulles pourraient ne pas avoir atteint leur vitesse terminale et être toujours en accélération lorsqu'elles sont détectées. Cet effet reste cependant mineur pour les conditions d'écoulement étudiées, d'après les résultats présentés à la Figure 4-33. La figure illustre bien que la vitesse

moyenne des bulles détectées dans le bas du canal ($y = 0$) n'est pas plus faible que celle des bulles ayant parcouru une plus grande distance verticale, elle serait même un peu plus élevée.

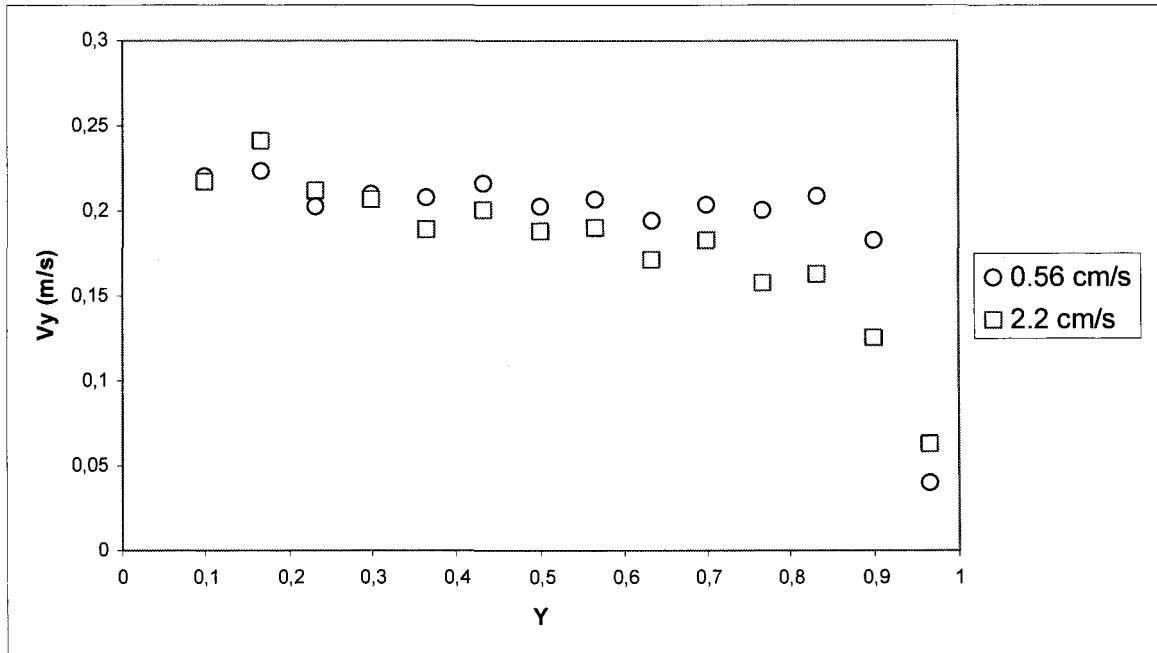


Figure 4-33 : Vitesse ascensionnelle moyenne des bulles détectées selon leur position verticale y

Par ailleurs, il semble que les bulles détectées dans le haut de la rainure ($y > 0.9$), possèdent une vitesse ascensionnelle moyenne moins élevée. Contrairement à un écoulement dans une colonne de bulle dont la limite supérieure est une surface libre, l'écoulement étudié est limité par une frontière solide. L'écoulement dans les quelques millimètres sous cette surface solide est plus horizontal que vertical et les bulles auront tendance à être déviées et à voir leur vitesse ascensionnelle diminuer.

La comparaison avec les résultats obtenus par Spicka, (1999), permet aussi de constater une tendance similaire à la légère augmentation de la vitesse des bulles avec le diamètre. Dans cette étude, les vitesses de bulles mesurées lorsque la vitesse superficielle du liquide est nulle sont considérablement élevées par rapport aux résultats obtenus pour la rainure, mais aussi par rapport aux vitesses théoriques pour des bulles dans un milieu infini. Une explication possible de ce phénomène est le fait qu'un patron global d'écoulement tel que celui décrit à la section 2.3.4 se développera dans la colonne 2D. Selon ce patron, les bulles en ascension se concentreront au centre de la colonne en entraînant le liquide avec elles. Le retour du liquide se fera sur les côtés dans des zones relativement dépourvues de gaz. De cette façon, le liquide entourant la majorité des bulles aura une vitesse vers le haut et la vitesse de ces bulles par rapport au liquide sera en fait moins élevée que la vitesse absolue détectée. La vitesse ascensionnelle des bulles par rapport au liquide pourrait alors être surestimée. Si cet effet de concentration du gaz au centre est moins important lorsque la vitesse superficielle du liquide n'est pas nulle, cela pourrait expliquer que les vitesses ascensionnelles des bulles mesurées par (Spicka, 1999) soient plus faibles pour $U_{ls} = 6.3$ cm/s que pour $U_{ls} = 0$. Un effet similaire est détecté lorsque la vitesse superficielle du gaz (et donc celle du liquide) est augmentée dans la rainure, bien que les vitesses des bulles soient corrigées par des moyennes locales de la vitesse dans le liquide. Cette observation porte à croire que la vitesse des bulles en ascension est affectée par les parois même si la majorité des bulles détectées sont plus petites que l'espace entre les plaques. Une autre

explication possible à ce phénomène est la turbulence accrue provoquée par les grandes bulles et par le boudin de gaz. Ainsi, même si la vitesse moyenne du liquide sera plus élevée lorsque U_{gs} est augmentée, elle varie plus fortement et fera dévier les bulles, perturbant leur montée et réduisant leur vitesse moyenne.

Cette turbulence accrue dans le liquide qui dévie la trajectoire des bulles pourrait faire en sorte que la vitesse ascensionnelle moyenne des bulles soit réduite et également que la distribution statistique de la vitesse des bulles dans l'écoulement (Figure 4-30 et Figure 4-31) soit plus aplatie pour le régime bulles coalescées que pour le régime bulles dispersées. Les figures suivantes illustrent ce phénomène. Alors que les vitesses instantanées des bulles lorsque $U_{gs} = 0.56$ cm/s sont plutôt uniformes en longueur et en orientation (Figure 4-34), celles détectées pour $U_{gs} = 2.2$ cm/s semblent à plusieurs endroits dévier de leur axe (Figure 4-35).

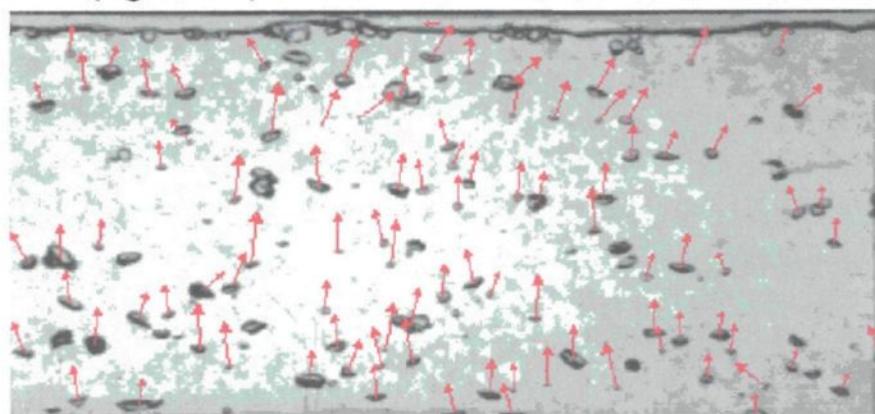


Figure 4-34 : Vitesses des bulles à un instant donné pour $U_{gs} = 0.56$ cm/s

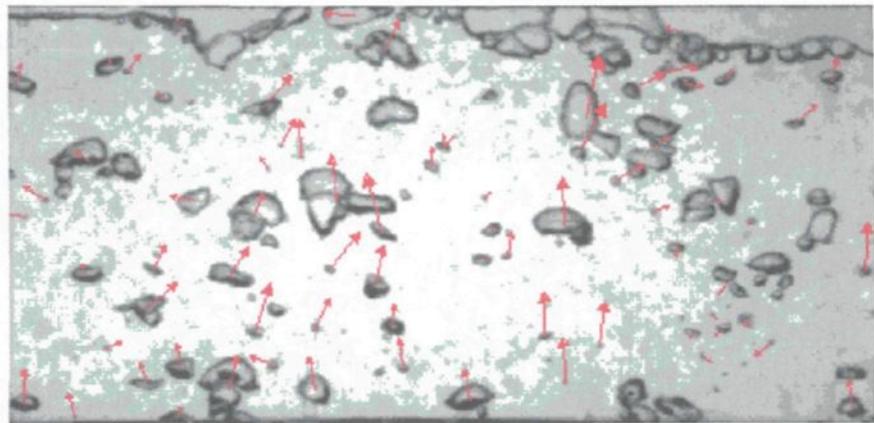


Figure 4-35 : Vitesses des bulles à un instant donné pour $U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$

Une autre explication possible à l'étalement des vitesses de bulles mesurées est le fait qu'une grande partie des bulles identifiées se retrouvent dans le régime dominé par la tension superficielle. En effet, dans ce régime, la vitesse terminale d'une bulle est très difficile à prédire et sera fonction de la déformation initiale de celle-ci. Puisque l'entrée des bulles dans la rainure n'est pas contrôlée directement, il est possible que deux bulles de dimension similaire possèdent une forme initiale différente et que leur vitesse terminale atteinte ne soit ainsi pas identique.

4.2.7. Estimation du débit de liquide entraîné

En s'élevant dans la rainure sous l'effet de la poussée d'Archimède, les bulles de gaz entraînent du liquide avec elles. De la même façon, lorsque le boudin de gaz s'échappe par les côtés, une certaine quantité de liquide le suit et sort de la rainure. C'est ce phénomène que semblent illustrer la Figure 4-28 et la Figure 4-29 qui dressent le champ de vitesse moyen dans la phase liquide pour deux débits de gaz différents. Selon ces patrons, la

vitesse moyenne du liquide dans la partie inférieure de la rainure est le plus souvent orientée vers le haut, bien qu'il existe certaines zones de retour, particulièrement pour le cas où $U_{gs} = 0.56$ cm/s. Il semble ainsi que le flux net de liquide passant à travers l'ouverture inférieure de la rainure soit orienté vers l'intérieur de celle-ci. Évidemment, la même quantité de liquide devra sortir de la rainure à travers les ouvertures de côté. En réalisant une analyse supplémentaire, les données sur la vitesse du liquide provenant du système PIV et ayant servi à l'obtention de la Figure 4-28 et de la Figure 4-29 peuvent être utilisées pour estimer la quantité de liquide qui sera entraîné par le gaz.

Débit de liquide entrant à travers l'ouverture inférieure de la rainure

L'objectif ici est d'estimer la quantité de liquide passant à travers l'ouverture inférieure de la rainure dans un temps donné. Une section horizontale située le plus près possible de l'ouverture du bas est définie à $y = 15$ mm tel qu'illustré à la figure suivante.

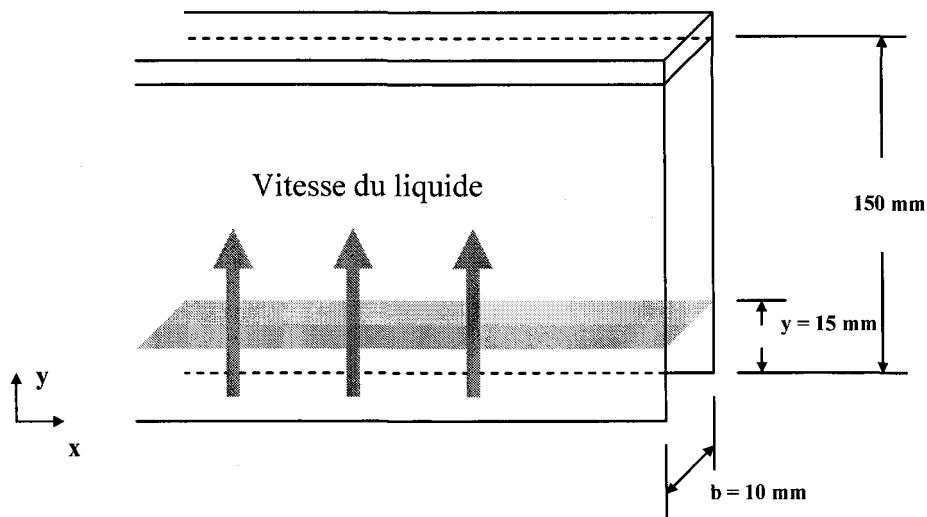


Figure 4-36 : Estimation du débit entrant dans la rainure

La composante verticale (U_y) de la vitesse moyenne du liquide sera estimée au niveau du plan défini à $y = 15$ mm tout le long de l'axe x, à partir des mesures effectuées par un système PIV. L'interprétation des résultats obtenus avec le système PIV pour obtenir le débit entrant nécessite une approximation du profil de vitesse dans la dimension de l'épaisseur de la rainure de même qu'un traitement particulier des bulles de gaz présentes. Les détails de la méthode utilisée apparaissent à l'annexe 2.

En effectuant le calcul selon la méthode présentée à l'annexe 2, le débit de liquide entraîné est de 10.6, 17.7 et 32.6 litres par minute respectivement, pour les vitesses superficielles de gaz de 0.56, 1.1 et 2.2 cm/s. De la même façon que le débit de gaz a été exprimé en tant que vitesse superficielle de gaz, le débit de liquide entraîné peut être exprimé comme une vitesse superficielle de liquide U_{ls} par la relation suivante :

$$U_{ls} = \frac{Q_l}{A} \quad (4-10)$$

Où A représente l'aire de la section à travers laquelle passe le liquide. Dans le cas étudié, cette section est la section inférieure de la rainure, la même qui est illustrée à la Figure 4-36. Les valeurs de vitesse superficielle de liquide obtenues sont présentées à la figure suivante en fonction de la vitesse superficielle de gaz, pour les trois cas étudiés.

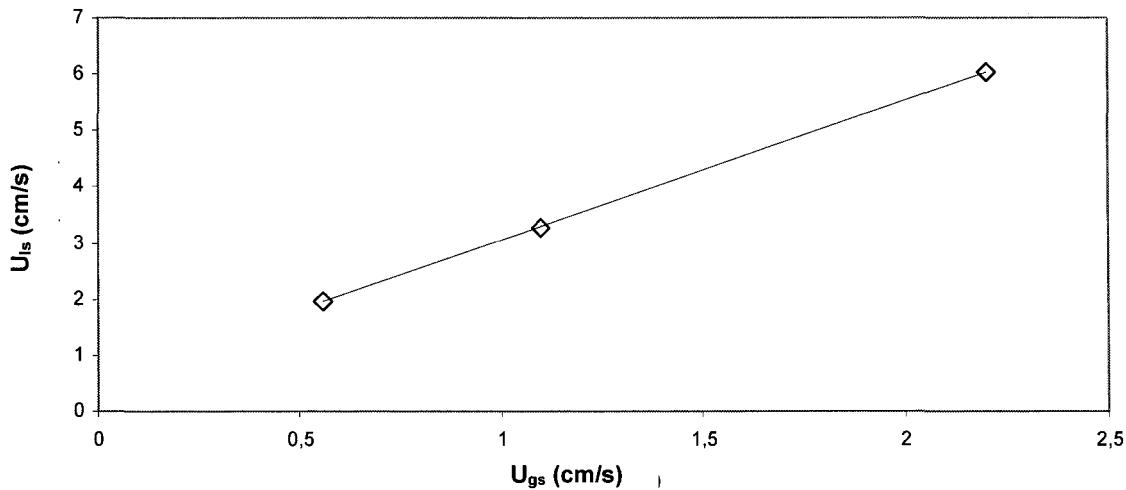


Figure 4-37 : Vitesse superficielle du liquide fonction de celle du gaz

Ainsi, selon l'estimation réalisée dans le bas de la rainure d'après les mesures du PIV, le débit de liquide entraîné varie linéairement avec le débit de gaz et est environ 2 fois et demi plus élevé que celui-ci. Ces mesures confirment le fait qu'un important patron de circulation global s'établit dans la rainure. Selon ce patron, le liquide se trouvant sous la rainure est aspiré dans celle-ci par l'ouverture inférieure et ressort par les côtés.

Débit de liquide sortant à travers les ouvertures de côté de la rainure :

Le même calcul peut être répété pour trouver le débit de liquide s'échappant par le côté du canal. Cette fois encore, le calcul n'est effectué que pour la moitié droite du montage, donc pour une seule des deux ouvertures du côté. L'écoulement est alors supposé comme étant symétrique. Le débit moyen de liquide passant à travers un plan vertical sera calculé, tel qu'il est illustré à la figure suivante.

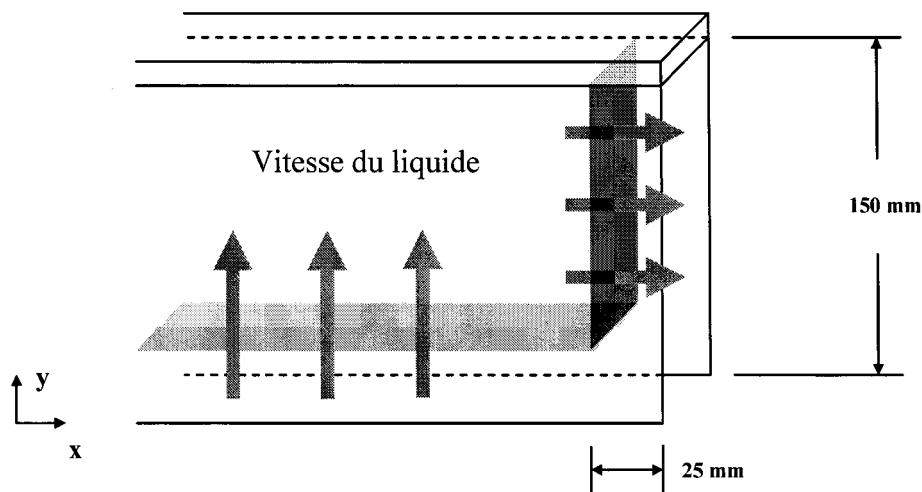


Figure 4-38 : Estimation du débit sortant pas le côté

Les valeurs moyennes des vitesses dans le liquide le long de ce plan vertical situé à 25 mm du côté extérieur de la rainure sont illustrées aux figures suivantes pour les différentes valeurs de U_{gs} testées :

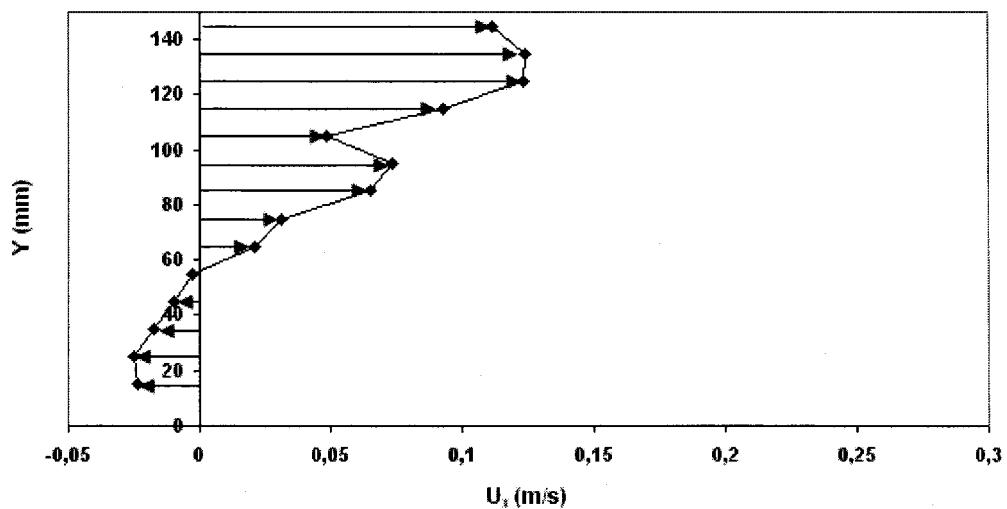


Figure 4-39 : Profil de vitesse moyen dans le côté de la rainure pour $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$

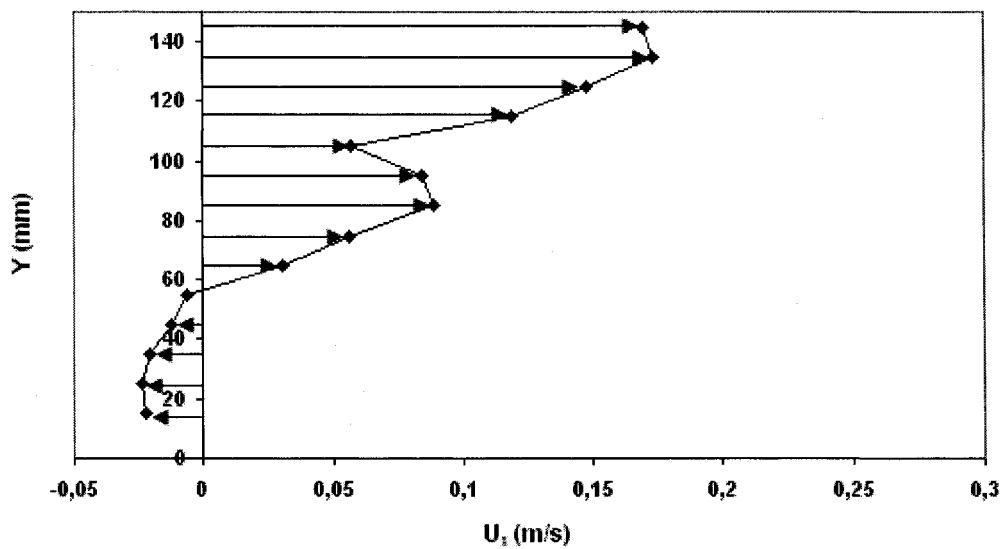


Figure 4-40 : Profil de vitesse moyen dans le côté de la rainure pour $U_{gs} = 1.1 \text{ cm/s}$

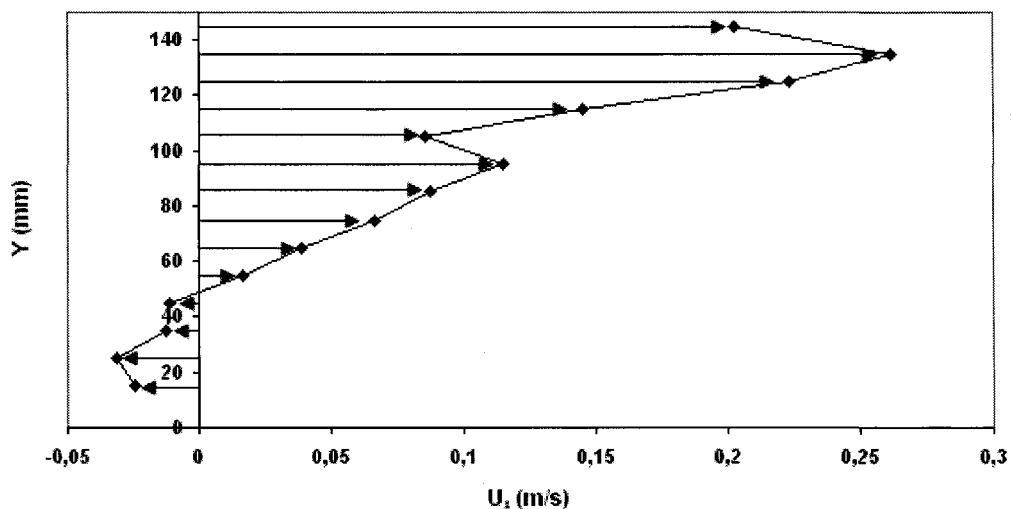


Figure 4-41 : Profil de vitesse moyen dans le côté de la rainure pour $U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$

En utilisant exactement la même méthode que lors de l'estimation du débit de liquide entrant par le bas, la quantité de liquide sortant par le côté est calculée. Les valeurs

obtenues pour le débit sortant par le côté sont beaucoup moins grandes que celles pour le débit entrant par le bas. Toutes les valeurs sont résumées au tableau suivant :

Tableau 4-4 : Débit de liquide total entrant dans la rainure et en sortant, estimé d'après les mesures

PIV dans le bas et dans le côté.

U_{gs}	Q bas (LPM)	Q côté (LPM)
0,56	9,28	6,02
1,1	15,9	8,08
2,2	29,9	10,4

Le débit de liquide sortant par les côtés varie lui aussi linéairement avec le débit de gaz, mais il est considérablement moins élevé que le débit entrant par le bas. Puisque les deux surfaces à travers lesquelles les débits sont évalués constituent un système fermé (avec le plan de symétrie au centre et le haut de la rainure) ces deux débits devraient être identiques. Cette erreur peut s'expliquer en partie par la difficulté à évaluer correctement le débit de liquide lorsque la fraction de gaz est élevée. En effet, la sortie de liquide dans le côté est plus intense dans le haut de la rainure. Or un très grand nombre de bulles et de poches de gaz passent périodiquement par cette section de l'écoulement. Étant donné que la surface de ces bulles réfléchit la lumière du laser dans plusieurs directions, il est parfois difficile d'évaluer correctement la vitesse du liquide se trouvant très près de celles-ci. Ceci aurait pour effet de sous-estimer la vitesse moyenne du liquide dans les zones situées dans le haut de la rainure. Cet effet est certainement beaucoup moins important lorsqu'on évalue la vitesse du liquide dans le bas de la rainure. La fraction de gaz est en général moins élevée dans cette section, les bulles causeront alors moins d'interférence à l'évaluation de la vitesse du gaz.

CHAPITRE 6

CONCLUSION

Les présents travaux de recherche se sont intéressés à la description fondamentale de l'écoulement gaz-liquide dans un canal ouvert vers le bas. Les résultats directs des travaux effectués amènent une meilleure compréhension de cet écoulement et constituent la première étape de la modélisation mathématique du phénomène.

En premier lieu, les travaux effectués ont permis l'observation et la description des caractéristiques fondamentales de l'écoulement gaz-liquide dans le canal ouvert vers le bas.

- Différents régimes d'écoulement ont été observés dans la rainure. En se basant sur les descriptions effectuées dans d'autres travaux portant sur l'écoulement gaz-liquide trois régimes distincts ont été identifiés, le régime bulles dispersées, le régime bulles coalescées et le régime fluctuant.
- La morphologie de l'écoulement à l'intérieur de ces régimes a été décrite en se basant à la fois sur l'observation et sur la mesure de paramètres tels que la fraction de gaz et la vitesse des phases.

Le régime qu'adopte l'écoulement gaz-liquide est un paramètre clé pour la compréhension et la modélisation mathématique de celui-ci. Comme il a déjà été fait pour un écoulement dans une conduite fermée ou plus récemment pour le cas d'une colonne de bulles, les différents régimes ont été décrits pour la rainure. En modifiant la géométrie du canal ouvert de même que le débit de gaz introduit, trois régimes distincts ont été répertoriés. Dans le régime bulles dispersées, la phase gazeuse est distribuée plutôt uniformément dans le canal sous forme de petites bulles et quelquefois de petits groupes. La trajectoire de ces bulles est rectiligne et aucune coalescence n'est observée dans la rainure. En faisant augmenter la vitesse superficielle du gaz, l'écoulement passe par un deuxième régime qui fut nommé bulles coalescées. Ce régime est caractérisé par une plus grande turbulence de l'écoulement et l'apparition du phénomène de coalescence dans la rainure. Il couvre une gamme relativement large de valeurs de la vitesse superficielle de gaz et l'aspect de l'écoulement passera de plutôt uniforme jusqu'à un écoulement discontinu où le gaz entre sous forme de grandes poches. Des régimes d'écoulement similaires aux régimes bulles dispersées et bulles coalescées sont également répertoriés pour le cas d'une colonne de bulles. La géométrie particulière de la rainure fait en sorte qu'un troisième régime est observé pour un très grand débit de gaz. Ce régime fluctuant est caractérisé par une grande variation de la quantité de gaz dans la rainure et un mouvement de va-et-vient du liquide. Les mesures effectuées au moyen de l'analyse d'image permettent de mieux décrire les régimes d'écoulement et fournissent des détails sur les phénomènes observés. Ainsi, bien que le régime d'écoulement en bulles dispersées semble parfaitement homogène, la distribution spatiale de la fraction de gaz montre que celle-ci est

plus concentrée en certains endroits. Des cellules de circulation seront ainsi créées dans la rainure pour de faibles valeurs de vitesse superficielle de gaz. Ces vortex sont visibles lorsqu'est tracé le champ de vitesse moyen dans le liquide d'après les mesures du système PIV. Lorsque le débit de gaz est augmenté et que l'écoulement entre dans le régime bulles coalescées, les cellules de circulations sont moins importantes et le liquide s'écoule plus uniformément de l'ouverture du bas vers les côtés de la rainure. La variation temporelle de la fraction totale de gaz dans la rainure permet de localiser la limite inférieure du dernier régime, le régime fluctuant. En effet, même si la fraction moyenne de gaz dans la rainure augmente avec la vitesse superficielle de gaz, elle varie peu avec le temps pour les deux premiers régimes d'écoulement. Il semble cependant exister une vitesse superficielle limite au-delà de laquelle la fraction totale de gaz dans la rainure se met à varier de façon importante avec le temps. Ce point a été défini comme la limite du régime fluctuant. La description de la morphologie et des régimes de l'écoulement dans la rainure permettra le développement d'un modèle mathématique. En raison de l'impossibilité d'obtenir un modèle ayant la similitude dimensionnelle avec l'anode d'une cuve d'électrolyse, les transitions entre les régimes d'écoulement n'ont pu être exprimées selon des paramètres adimensionnels. Il est ainsi impossible de dire précisément pour quelle combinaison de paramètres l'écoulement dans la rainure d'une anode réelle changera de régime. Les bases théoriques existantes pour l'écoulement gaz-liquide dans une conduite permettent cependant de croire que les mêmes régimes existeront dans la rainure d'une anode réelle. De plus, si les transitions n'ont pu être décrites en détail, il apparaît évident que la vitesse superficielle de gaz joue le rôle le plus important.

En second lieu, les travaux ont permis l'observation et la mesure de la couche de bulles sous l'anode et rendent possible la validation du simulateur développé antérieurement.

- Les techniques de mesure développées ont permis de mesurer le taux de couverture instantané sous un modèle d'anode rainurée ou non.
- De bonnes similitudes ont été observées entre le taux de couverture mesuré et celui prédit par le modèle numérique développé à l'UQAC (Poncsák, 2000), particulièrement dans le cas de l'anode non rainurée.
- Des différences ont été observées concernant l'amplitude des fluctuations du taux de couverture. Ceci s'explique en partie par les hypothèses considérées dans le développement du modèle mathématique de la couche de bulles et par la géométrie très allongée du modèle physique utilisé pour les expériences.
- L'effet des rainures sur la couche de bulles a été décrit de façon qualitative.

Les premières expériences réalisées ont permis d'obtenir le taux de couverture et la taille des bulles sous le modèle d'une anode avec ou sans rainure. Ceci a permis d'effectuer une validation du simulateur de la couche de bulles sous l'anode. Les résultats obtenus démontrent que les hypothèses considérées à la base dans le développement du simulateur de la couche de bulles semblent justes. Ainsi, le taux de couverture moyen prédit par le simulateur est très proche de celui mesuré sur le modèle à eau,

particulièrement pour ce qui est de l'anode sans rainure (différence inférieure à 0,025 sur le taux de couverture). Dans le cas de l'anode rainurée, les différences entre le taux de couverture mesuré et celui calculé par le simulateur sont plus importantes. Ces observations renforcent l'idée selon laquelle un modèle plus détaillé de la rainure, tenant compte de l'écoulement gaz-liquide à l'intérieur de celle-ci, serait justifié. La comparaison entre le modèle à eau et le simulateur au niveau de la fluctuation du taux de couverture avec le temps a également été effectuée. Malgré le fait que relativement peu de données expérimentales aient pu être analysées, certaines conclusions intéressantes peuvent être tirées. Si les résultats des expériences et ceux obtenus avec simulateur montrent tous les deux un important phénomène de fluctuation du taux de couverture avec le temps, l'amplitude des fluctuations prédictes par le simulateur est beaucoup plus importante. Ce phénomène semble dû à la formation, sous l'anode simulée, de grandes bulles ayant une trajectoire rectiligne. Le passage de ces grandes bulles provoque une diminution brusque et importante du taux de couverture. Les observations sur le modèle à eau montrent quant à elles que, lorsque le diamètre équivalent d'une bulle devient trop grand ou que sa trajectoire se met à osciller, elle s'échappe rapidement vers le côté ou vers la rainure, avant d'avoir parcouru une longue distance. Cet effet est amplifié par la présence d'une rainure, qui donne une opportunité supplémentaire aux bulles de s'échapper, et par la pente qui augmente les oscillations. Ceci peut expliquer pourquoi le taux de couverture moyen prédit

par le simulateur est plus bas que celui mesuré sur le modèle et que cet effet soit amplifié par la présence d'une pente ou d'une rainure.

L'observation et la mesure de la couche de bulles sous l'anode permettent de mieux comprendre l'effet de la rainure sur le taux de couverture. L'ajout d'une rainure dans la semelle de l'anode a pour effet de réduire la taille efficace de l'anode pour la circulation des bulles. De cette façon, la taille maximale que pourront avoir les bulles sous la surface sera limitée. Si les bulles de grande dimension sont peu nombreuses sous l'anode, elles représentent néanmoins une partie importante de l'aire occupée et sont responsables des fluctuations du taux de couverture. Les oscillations latérales des bulles auront plus de chance de les faire sortir de sous la surface lorsqu'une rainure est présente puisque celle-ci offre un point d'échappement supplémentaire. Ceci explique que l'ajout d'une rainure ait un effet plus important pour une anode inclinée. Finalement, le liquide entraîné dans la rainure par les bulles créera un courant qui aura pour effet de faire dévier un certain nombre de bulles se trouvant sous la surface et de l'aspirer dans la rainure. Globalement, la rainure aura ainsi pour effet de réduire le taux de couverture de même que l'amplitude des fluctuations de ce taux de couverture avec le temps.

En troisième lieu, les mesures effectuées sur les modèles physiques fournissent des données importantes pour le développement de lois constitutives permettant de décrire le couplage entre les phases pour l'écoulement dans la rainure.

- La vitesse ascensionnelle des bulles dans la rainure a été mesurée par analyse d'image. Les résultats obtenus sont similaires à ceux publiés pour une colonne de bulles en 2D, mais comportent des différences avec la théorie pour les bulles en ascension.
- La fraction de gaz moyenne dans l'écoulement est beaucoup plus élevée que celle observée dans une colonne de bulles ce qui s'explique par la présence du boudin de gaz dans le haut de la rainure. La forme de la relation entre la fraction de gaz et la vitesse superficielle de gaz est similaire pour la rainure et la colonne de bulles.
- Les mesures de vitesse dans le liquide révèlent qu'un certain débit de liquide est entraîné avec le gaz, entrant dans le bas de la rainure et ressortant par les côtés.

En plus du régime de l'écoulement, un paramètre important pour la modélisation mathématique de la rainure est le couplage entre les phases. Les lois de transfert de quantité de mouvement entre les phases gaz et liquide auront une influence majeure sur l'écoulement et devront être introduites correctement dans le modèle mathématique de la rainure. Pour tenter de mieux connaître ces paramètres, la vitesse des bulles dans la rainure

ainsi que celle du liquide les entourant a été mesurée grâce à l'analyse statistique des images. Les données obtenues ont ainsi pu être comparées aux relations théoriques décrivant la vitesse des bulles en ascension dans un liquide infini. Il a ainsi été remarqué que si la forme de la relation entre la vitesse d'ascension et la taille de la bulle est similaire pour les bulles dans la rainure et les bulles en ascension verticale, celles présentes dans la rainure sont moins rapides. De plus, en augmentant le débit de gaz et ainsi celui du liquide entraîné, la vitesse des bulles par rapport au liquide diminue. Un phénomène similaire a déjà été observé dans une colonne de bulles quasi-2D. Il semble donc que, même pour les bulles plus petites que l'espace entre les deux plaques, la vitesse de montée terminale soit affectée par la proximité des murs. Le débit de liquide entraîné dans la rainure par la montée du gaz est une conséquence du transfert de quantité de mouvement entre le gaz et le liquide dans la rainure. Ce paramètre a été calculé dans la rainure grâce aux mesures effectuées avec le système PIV. En dépit de la grande incertitude des mesures effectuées, celles-ci permettent une estimation sommaire de la relation entre la quantité de gaz entrant dans la rainure et le débit de liquide entraîné. Pour de faibles valeurs de la vitesse superficielle de gaz, il semble que le débit de liquide entraîné soit proportionnel au débit de gaz.

En dernier lieu, les travaux effectués ont permis le développement de nouvelles techniques de mesure de l'écoulement gaz-liquide sous l'anode ou dans la rainure.

- Les techniques de reconnaissance de l'interface totalement ou partiellement automatisées pourront être appliquées à d'autres situations où il n'existe pas de contraste considérable entre les objets et l'arrière-plan.
- Les techniques d'analyse statistique du déplacement pourront être appliquées à d'autres situations dans lesquelles la vitesse de gros objets doit être déterminée automatiquement.

En plus de fournir une description morphologique de l'écoulement dans la rainure ainsi que plusieurs données quantitatives nécessaires au développement d'un modèle mathématique, les présents travaux ont amené au développement d'outils de mesure qui serviront en d'autres situations. En effet, l'expertise développée dans les techniques d'analyse d'image a permis de mesurer de façon non intrusive de nombreuses variables sur les modèles. Combinées aux capacités du système PIV, ces techniques permettent de mesurer tous les paramètres importants d'un écoulement donné.

RECOMMANDATIONS

Les travaux effectués dans l'étude de l'écoulement dans un canal ouvert vers le bas ont permis de fournir une bonne description fondamentale de ce phénomène et de nombreuses données quantitatives sur l'écoulement. La suite logique des présents travaux est la modélisation mathématique de l'écoulement dans le canal ouvert. Cet exercice permettra de mieux décrire l'effet des rainures dans une situation réelle qui pourra être intégrée au simulateur de la couche de bulles sous l'anode. Le processus expérimental ainsi que le traitement des données déjà réalisé avaient pour objectif de faciliter le développement d'un tel modèle. Dans ce but, le régime et l'aspect de l'écoulement ont été décrits et des paramètres comme la distribution statistique de la taille des bulles ont été mesurés. L'estimation de la vitesse des phases et du débit de liquide entraîné aidera à décrire correctement le couplage entre les phases dans le modèle mathématique. Les nombreux résultats qui ont été obtenus dans le cadre de ce projet rendront plus facile la validation d'un tel modèle.

Étant donné que le processus d'analyse d'image utilisé est relativement long, un grand nombre de données sur l'écoulement dans la rainure ou les bulles sous l'anode ont été récoltées, mais n'ont pas été analysées. Le traitement et l'analyse de ces séquences

permettront de récolter des données supplémentaires sur la morphologie de l'écoulement et les transitions de même que sur le taux de couverture sous l'anode rainurée.

Finalement, le présent projet a permis de développer une façon de faire dans le domaine expérimental et de démontrer les grandes possibilités des méthodes de mesures par analyse d'image, lorsqu'appliquées sur des modèles à eau d'écoulements gaz-liquides. En appliquant les méthodes développées à un modèle de taille réelle d'une anode rainurée ou d'une partie de la cuve d'électrolyse, il pourrait être possible de quantifier le rôle réel joué par les rainures de l'anode et également de comparer différentes configurations de rainures. Un tel modèle permettrait également la validation ou l'amélioration du simulateur de la couche de bulles sous l'anode.

RÉFÉRENCES

- Adrian, R. J. N., "Particle-imaging techniques for experimental fluid mechanics", *Annu. Rev. Fluid Mech.*, Vol. 23, 1991, pp. 261-305
- Baillargeon, G., *Méthodes statistiques de l'ingénieur volume 1*, Les éditions SMG, Trois-rivières, 1990, 686 p.
- Chen R. C., Reese J., Fan L. S., "Flow structure in a three dimensional bubble column and three-phase fluidized bed", *AICHE J.*, Vol. 40, No. 7, 1994, pp. 1093-1104.
- Chen, J. J. J., Jamialahmadi, M., Li, S. M., "Effect of liquid depth on circulation in bubble columns: a visual study", *Chem. Eng. Res. Des.*, Vol. 676, 1989, pp. 203-207.
- Cheng, W., Murai, Y, Sasaki, T, Yamamoto, F., "Bubble velocity measurement with a recursive cross correlation PIV technique", *Flow Measurement and Instrumentation*, Vol. 16, 2005, pp. 35-46.
- Gonzales, R. C., Wintz, P., "Digital image processing Second edition", Addison-Wesley publishing company, Reading, Massachusetts, 1979, 503 p.
- Hetsroni, G., *Handbook of multiphase systems*, Hemisphere Publishing Corporation, New York, 1982, 1165 p.
- Hewitt, G. F., *Measurement of two-phase flow parameters*, Academic Press, London, 1978.
- Hiscock, J., Ching, C. Y., "Gas bubble size and velocity measurements using high speed images of gas-liquid flows", *Journal of flow visualization and image processing*, Vol. 8, 2001, pp. 355-367.
- Ho, C-S., "Precision of digital vision systems", *IEEE transactions on pattern analysis and machine intelligence*, Vol. 5, No. 6 1983, pp. 593-601.
- Joshi J. B., et al., "Coherent flow structures in bubble column reactors", *Chemical Engineering Science*, Vol. 57, 2002, pp. 3157-3183.
- Kleinstreuer, C., *Two-phase flow theory and applications*, Taylor and Francis, New York, 2003, 454 p.
- L. I. Kiss, S. Poncsák, "Effect of the bubble growth mechanism on the spectrum of voltage fluctuations in the reduction cell", *TMS Light metals*, 2002, pp. 217-223.

L. I. Kiss, S. Poncsák, J. Antille, "Simulation of the bubble layer in aluminium electrolysis cell", *TMS Light metals*, 2005, pp. 559-564.

Langhaar, H. L., *Dimensional analysis and theory of models*, John Wiley and Sons, New York, 1967, 166 p.

Lin, T. J., Reese J., Hong T., Fan L. S., "Quantitative analysis and computation of two-dimensional bubble columns", *AICHE J.*, Vol. 42, No. 2, 1996, pp. 301-318.

Mendelson, H. D., "The prediction of bubble terminal velocities from wave theory", *A.I.Ch.E journal*, Vol. 13, No. 2, 1967, pp. 250-253.

Mishima K., Hibiki T., Nishihara H., "Some characteristics of gas-liquid flow in narrow rectangular ducts", *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 19, No 1, 1993, pp. 115-124.

Otsu, N., "A threshold selection method from gray-level histograms", *IEEE transactions on systems, man and cybernetics*, Vol. 9, No. 1, 1979, pp. 62-66.

Perron, A., "Transfert de quantité de mouvement et augmentation de la résistance électrique causés par la présence des bulles dans une cuve Hall-Héroult", Université du Québec à Chicoutimi, Chicoutimi, 2006, 282 p.

Poncsák, S., "Formation et évolution des bulles de gaz au-dessous de l'anode dans une cuve d'électrolyse d'aluminium", Université du Québec à Chicoutimi, Chicoutimi, 2000, 218 p.

Poncsák, S., Kiss, L. I., Toulouse, D., Perron, A., Perron, S., "Size Distribution of the Bubbles in the Hall-Héroult Cells", *Light Metals*, (TMS) 2006.

Ruzicka et al., "Effect of column dimensions on flow regime transition", *Chemical Engineering Science*, Vol. 56, 2001, pp. 6117-6124.

Sheng, Y. Y., Irons, G. A., "A combined laser Doppler anemometry and electrical probe diagnostic for bubbly two-phase flow", *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 17, no 5, 1991, pp. 585-598.

Spicka P., Dias M. M., Lopes J. C., "Gas-liquid flow in a 2D column: Comparison between experimental data and CFD modelling", *Chemical Engineering Science*, Vol. 56, 2001, pp. 6367-6383.

Spicka P., Martins A. A., Dias M. M., Lopes J. C., "Hydrodynamics of gas-liquid flow in 2D packed/unpacked rectangular reactor", *Chemical Engineering Science*, Vol. 54, 1999, pp. 5127-5137.

Taitel, Y., Dukler A. E., "A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow", *AICHE J.*, Vol. 22, No. 1, pp. 47-53, 1976.

Taitel, Y., Dukler A. E., "A Modelling flow regime transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes", *AICHE J.*, Vol. 26, No. 3, 1980, pp. 345-354.

Tomiyama, A., Celata, G. P., Hosokawa, S., Yoshida, S., "Terminal velocity of single bubbles in surface tension force dominant regime", *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 28, 2002, pp. 1497-1519.

Tomiyama, A., Kataoka, I., Zun, I., Sakagushi, T., "Drag Coefficient of Single Bubbles under Normal and Micro Gravity Conditions", *JSME International Journal, Ser B*, 41-2, 1998, pp. 472-479.

Tong, L. S., Tang, Y. S., *Boiling heat transfer and two-phase flow*, 2nd ed., Taylor and Francis, Washington, 1996, 542 p

Tong, L. S., Tang, Y. S., *Boiling heat transfer and two-phase flow*, 2nd ed., Taylor and Francis, Washington, 1996, 542 p.

Tzeng, J. W., Chen R. C., Fan L. S., "Visualization of flow characteristics in a 2-D bubble column and three phase fluidized bed", *AICHE J.*, Vol. 39, No. 5, 1993, pp. 733-744.

White, F. M., *Fluid Mechanics*, McGraw Hill, New York, 1999, 960 p.

Wilmarth T., Ishii M., "Interfacial area concentration and void fraction of two phase flow in narrow rectangular vertical channels", *Tansactions of ASME*, Vol. 119, 1997, pp. 916-922.

Wilmarth T., Ishii M., "Two phase flow regimes in narrow rectangular vertical and horizontal channels", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 37, No. 12, 1993, pp. 1749-1758

Zaruba, A., Krepper, E, Prasser, H-M., Reddy Vanga, B. N., "Experimental study on bubble motion in a rectangular bubble column using high-speed video observations", *Flow Measurement and Instrumentation*, Vol. 16, 2005, pp. 277-287.

ANNEXE 1

ANALYSE DIMENSIONNELLE

L'utilité de l'analyse dimensionnelle dans le domaine de la mécanique des fluides n'est certainement plus à prouver. Cet outil permet de traiter les problèmes complexes en réduisant le nombre de variables dont dépendra un certain phénomène. Ainsi, si un phénomène dépend de n variables dimensionnelles, l'analyse réduira le problème à k variables (ou groupes) adimensionnels. Cette réduction ($n - k$) sera généralement égale au nombre de dimensions impliquées dans le problème, qui sont habituellement la masse, la longueur, le temps et la température (White, 1999). Cette réduction permettra une meilleure planification des expériences ainsi qu'une présentation plus efficace des résultats.

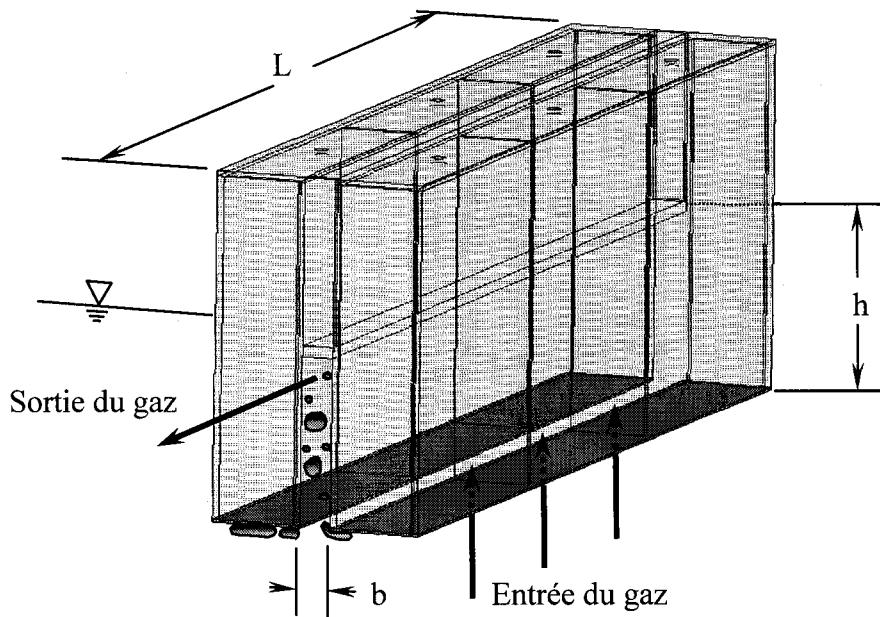


Figure A1-1 : Modèle à eau utilisé pour les expériences

Application du théorème de Pi au phénomène étudié

L'affirmation du paragraphe précédent constitue la première partie du théorème de Π (Théorème de Buckingham), qui est une procédure pour réduire le nombre de variables en un plus petit nombre de groupes adimensionnels (Langhaar 1967). L'étape la plus difficile du théorème Π consiste à identifier les variables impliquées dans le phénomène. En ce qui concerne l'étude de l'écoulement gaz-liquide dans un modèle à eau tel qu'il est illustré à la figure 4, les variables d'importance retenues sont les suivantes :

La vitesse superficielle du gaz :	V_{gs}	$[LT^{-1}]$
Densités du gaz et du liquide :	ρ_g et ρ_l	$[ML^{-3}]$
Viscosité du gaz et du liquide :	μ_g et μ_l	$[ML^{-1}T^{-1}]$
Tension superficielle :	σ	$[MT^{-2}]$
Gravité :	g	$[LT^{-2}]$
Géométrie :	h , b et L	$[L]$

Un total de 10 variables d'importance pour le phénomène sont ainsi identifiées. Puisque le nombre de dimensions présentes est 3 (masse, longueur et temps), la réduction j est également de 3. L'étape suivante de la procédure consistera à choisir j paramètres d'échelle ne formant pas un groupe adimensionnel entre eux. Ces variables apparaîtront initialement dans tous les groupes et ont ici été sélectionnées comme : b , ρ_g et V_{gs} . La combinaison une à une des autres variables avec les paramètres d'échelles donnera 7 groupes Π indépendant. Après quelques réarrangements (combinaisons des groupes entre eux) les 7 groupes obtenus sont les suivants :

Nombre de Reynolds du gaz : $Re_{gs} = \frac{\rho_g V_{gs} b}{\mu_g} \Rightarrow \frac{\text{inertie}}{\text{viscosité}}$

Nombre de Weber : $We_{gs} = \frac{\rho_g V_{gs}^2 b}{\sigma} \Rightarrow \frac{\text{inertie}}{\text{tension sup.}}$

Nombre de Froude: $Fr = \frac{V_{gs}^2}{gb} \Rightarrow \frac{\text{inertie}}{\text{gravité}}$

Ratios géométriques, densité et viscosité : $\frac{h}{b}; \frac{L}{b}; \frac{\rho_g}{\rho_l}; \frac{\mu_g}{\mu_l}$

Il est évident que les nombres adimensionnels trouvés ne sont pas les seuls possibles.

En effet, toute combinaison de nombres adimensionnels donne un autre nombre adimensionnel ce qui rend les possibilités infinies. Il est de plus recommandé de choisir des variables légèrement différentes pour l'analyse par exemple $(\rho_l - \rho_g)$ au lieu de ρ_g .

Utilisation des paramètres adimensionnels

L'analyse dimensionnelle permet de regrouper les variables qui influencent un phénomène et de mieux comprendre les forces en présence. Dans plusieurs situations, l'analyse dimensionnelle est utilisée avec la modélisation physique du phénomène. Cette approche permet de construire un modèle qui sera dimensionnellement similaire à la réalité et fera en sorte que les observations réalisées sur le modèle puissent directement être appliquées au phénomène réel. Dans le cas de l'étude de la morphologie de l'écoulement dans la rainure, trop de paramètres adimensionnels sont présents pour qu'il soit possible de construire un modèle similaire à la réalité. Cette situation est caractéristique des

phénomènes impliquant plusieurs phases. Pour cette raison, les résultats obtenus ne pourront être directement appliqués aux phénomènes réels ayant lieu dans la cuve d'électrolyse. Cependant, les tests réalisés peuvent fournir des indices quant aux régimes d'écoulement présents dans la rainure les résultats obtenus peuvent être utilisés pour valider un modèle mathématique de l'écoulement.

ANNEXE 2

CALCUL DU DÉBIT DE LIQUIDE ENTRANT DANS LA RAINURE

Cette section présente la méthode utilisée pour estimer le débit de liquide entraîné dans la rainure par le gaz d'après les images prises par le système de vélocimétrie à images de particules. Cette procédure est appliquée pour l'estimation du débit de liquide entrant par la section inférieure. La même démarche sera utilisée pour l'estimation du débit de liquide sortant par le côté. Pour différentes valeurs de x , la moyenne de la vitesse dans le liquide dans une zone de côtés dx et dy d'environ 10 mm est calculée, comme illustré à la figure A2-1.

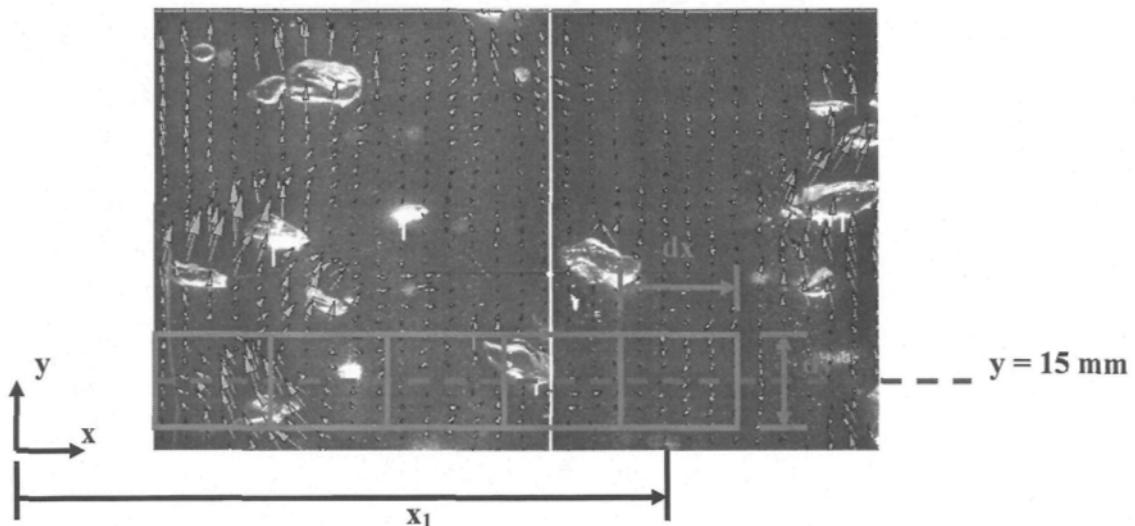


Figure A2-1: Vitesse dans le liquide au niveau du plan défini

Pour une image prise à un temps donné, l'analyse réalisée par le système PIV permet d'obtenir un vecteur de vitesse pour chaque carré le long de l'axe x. Cette procédure est répétée à 20 instants donnés et de façon à couvrir la moitié de la rainure. Cette analyse est réalisée pour des écoulements ayant une vitesse superficielle de gaz différente soit $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$, $U_{gs} = 1.1 \text{ cm/s}$ et $U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$. La géométrie reste constante dans tous les cas avec une largeur totale $2L = 90 \text{ cm}$, une hauteur $H = 15 \text{ cm}$ et une épaisseur $b = 1 \text{ cm}$.

Toutes les vitesses mesurées par le système PIV correspondent à la vitesse du liquide à égale distance des deux plaques. Cette vitesse n'est pas constante dans le plan y-z, elle sera nulle au niveau des plaques et maximale au centre. Le nombre de Reynolds pour un écoulement entre deux plaques parallèles est généralement défini en utilisant le diamètre hydraulique qui, pour des plaques très larges, tend vers une valeur de deux fois l'espace entre les plaques :

$$Re_{D_h} = \frac{\rho V D_h}{\mu} \quad \text{où} \quad D_h = \frac{4A}{P} \approx 2b \quad (\text{A2-1})$$

En utilisant la valeur moyenne des vitesses mesurées le nombre de Reynolds serait de 400 dans le cas où $U_{gs} = 0.56 \text{ cm/s}$ et de 1600 dans le cas où $U_{gs} = 2.2 \text{ cm/s}$. Dans le cas d'un écoulement régulier et complètement développé entre deux plaques, ces valeurs correspondent au régime laminaire. Dans le cas étudié, l'écoulement est très instable selon x et selon le temps, il est analysé dans la région d'entrée et les bulles augmentent la

turbulence. On assume ainsi un profil de vitesse turbulent à travers l'épaisseur de la rainure.

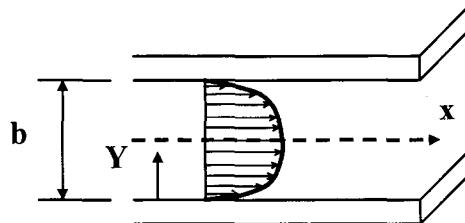


Figure A2-5 : Profil de vitesse entre 2 plaques parallèles

Un tel profil de vitesse turbulent entre des plaques parallèles peut être raisonnablement estimé en utilisant la loi logarithmique qui a la forme suivante (White 1999) :

$$\frac{u(Y)}{u^*} = \frac{1}{\kappa} \ln \frac{Yu^*}{\nu} + B \quad 0 \leq Y \leq b/2 \quad (\text{A2-2})$$

Où κ et B sont des constantes qui ont respectivement une valeur de 0.41 et 5, alors que u^* est appelé vitesse de friction et s'exprime comme suit :

$$u^* = \left(\frac{\tau_w}{\rho} \right)^{0.5} = 0.35V\sqrt{f} \quad (\text{A2-3})$$

V représentant la vitesse moyenne dans la conduite et f étant le facteur de friction. Pour un tel profil, le rapport entre la vitesse maximale u_{\max} (au centre) et la vitesse moyenne U s'exprime par la relation suivante :

$$\frac{U}{u_{\max}} = \frac{1}{b/2} \int_{0}^{b/2} \frac{udY}{u(b/2)} = \left(1 + 0.854\sqrt{f} \right)^{-1} \quad (\text{A2-4})$$

Pour un écoulement turbulent entre des parois lisses avec un faible nombre de Reynolds, le facteur de friction est évalué à environ 0.04. Avec un tel facteur de friction, le rapport V/u_{\max} est estimé à 0.85. Ainsi, pour chaque élément le long de l'axe horizontal, le débit de liquide au temps t est estimé par la relation suivante :

$$Q_t = 0.85U_{y_t} A_t \quad (A2-5)$$

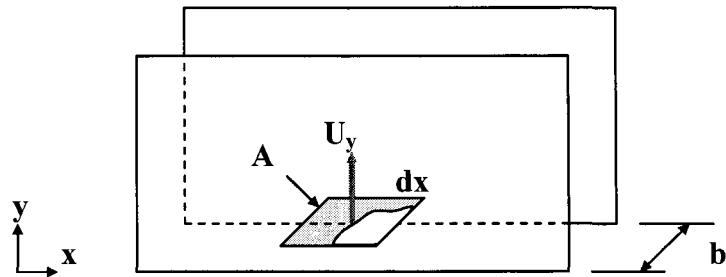


Figure A2-6 : Estimation du débit de liquide pour un élément

La variable A_t représente l'aire à travers laquelle passe le liquide pour cet élément au temps t . Étant donné qu'un mélange de gaz et de liquide passe à travers la section $b * dx$, il est nécessaire d'estimer la fraction de gaz moyenne au niveau de chaque élément au même moment que pour la mesure de la vitesse de liquide. L'aire efficace par laquelle passe le liquide au temps t sera ainsi de :

$$A_t = bdx(1 - e_t) \quad (A2-6)$$

Le débit moyen qui passe par l'élément i sera estimé comme étant la moyenne des débits instantanés passant par cet élément pour un nombre de pas de temps T :

$$Q_i = \frac{\sum_{t=1}^T 0.85 U_{y_t} b dx (1 - e_t)}{T} \quad (\text{A2-7})$$

Le débit total traversant l'ouverture du bas sera alors :

$$Q = \sum_{i=1}^{n \text{ éléments}} Q_i \quad (\text{A2-8})$$

Puisque l'écoulement dans la rainure est considéré comme symétrique, on supposera que le débit total de liquide entraîné pour chaque cas de vitesse superficielle de gaz sera le double du débit calculé pour la moitié droite.