



**HAL**  
open science

# Étude expérimentale et numérique des écoulements diphasiques et du diagnostic des échangeurs industriels à plaques et ondes

Selma Ben Saad

► **To cite this version:**

Selma Ben Saad. Étude expérimentale et numérique des écoulements diphasiques et du diagnostic des échangeurs industriels à plaques et ondes. Autre. Université de Lorraine, 2012. Français. NNT : 2012LORR0406 . tel-01750433

**HAL Id: tel-01750433**

**<https://hal.univ-lorraine.fr/tel-01750433>**

Submitted on 29 Mar 2018

**HAL** is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.



## AVERTISSEMENT

Ce document est le fruit d'un long travail approuvé par le jury de soutenance et mis à disposition de l'ensemble de la communauté universitaire élargie.

Il est soumis à la propriété intellectuelle de l'auteur. Ceci implique une obligation de citation et de référencement lors de l'utilisation de ce document.

D'autre part, toute contrefaçon, plagiat, reproduction illicite encourt une poursuite pénale.

Contact : [ddoc-theses-contact@univ-lorraine.fr](mailto:ddoc-theses-contact@univ-lorraine.fr)

## LIENS

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 122. 4

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 335.2- L 335.10

[http://www.cfcopies.com/V2/leg/leg\\_droi.php](http://www.cfcopies.com/V2/leg/leg_droi.php)

<http://www.culture.gouv.fr/culture/infos-pratiques/droits/protection.htm>

INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE  
**École doctorale RP2E**  
**Ressources, Procédés, Produits, Environnement**  
Laboratoire Réactions et Génie des Procédés

THÈSE

Présentée et soutenue publiquement le 24 Janvier 2012  
par

Selma Ben SAAD

pour l'obtention du grade de  
Docteur de l'INPL  
Spécialité : **Génie des procédés**

**Etude expérimentale et numérique des  
écoulements diphasiques  
et du diagnostic des échangeurs  
industriels à plaques et ondes**

<b>Rapporteurs :</b>	Laurent PRAT Lounès TADRIST	Maître de conférences HDR, Toulouse Professeur des Universités, Marseille
<b>Examineurs :</b>	Patrice CLEMENT Caroline GENTRIC Christian JALLUT Jean-Pierre LECLERC	Chercheur-Ingénieur CEA, Grenoble Professeur des Universités, Saint-Nazaire Professeur des Universités, Lyon Directeur de recherche CNRS, Nancy
<b>Membre invité :</b>	Sylvie RIOU	Ingénieur expert ADEME



*Aux meilleurs parents du monde Abdelwaheb et Sghaira,  
A mes frères Beji et Béchir,  
A mes sœurs Raja et Sana,  
Et à ma petite adorable Sarra*

*“Things should be as simple as possible, but not simpler” A Einstein*



---

## REMERCIEMENTS

---

Ce travail a été réalisé au Commissariat à l'Énergie Atomique et aux Énergies Alternatives à Grenoble (CEA Grenoble) dans le laboratoire des systèmes thermiques (LETH). Il a été financé et suivi par l'Agence De l'Environnement et de la Maîtrise de l'Énergie (ADEME).

Tout d'abord, je remercie mes directeurs de thèse et mes encadrants CEA pour leurs qualités personnelles et les apports professionnels variés et complémentaires. Comme je le dis souvent, j'ai été, durant ces trois années de thèse, extrêmement bien entourée, puisque j'ai eu la chance de bénéficier du soutien, de l'expérience et des conseils de quatre encadrants. Merci Jean Pierre Leclerc de m'avoir accordé son soutien et ses larges connaissances dans le domaine des traceurs, et qui m'arrête chaque fois pour ne pas aller vite. Je remercie Caroline Gentric pour ses bonnes connaissances en mécanique des fluides et en CFD et Patrice Clément grâce à lui et la richesse de ses connaissances expérimentales j'ai appris la patience et le goût pour les études expérimentales. Je tiens à remercier également Jean François Fourmigué pour tous ses apports en mécanique des fluides et en CFD et le temps qu'il m'a accordé pour répondre à mes nombreuses questions. Je crois que l'expérience de tout mes encadrants a été contagieuse, puisque je suis moi même devenue à la fin perfectionniste en domaine expérimentale et numériques des échangeurs de chaleur.

Je tiens à remercier tous les membres du Jury, Christian Jallut professeur à l'université de Lyon, Lounes Tadriss professeur à l'université de Marseille et Laurent Prat maître de conférences HDR à l'université de Toulouse, pour l'intérêt qu'ils ont apporté à ma thèse, pour leurs précieuses remarques et toutes les discussions intéressantes qu'ils ont amenées.

Je remercie également tous les ingénieurs ADEME qui ont suivi le déroulement des travaux de ma thèse, Cédric Garnier, Hélène Rivière-Kaluc, et Sylvie Riou pour le grand intérêt qu'ils ont apporté à ce projet,

Je remercie également l'industriel Fives Cryogénie qui a mis à disposition les sections d'essais sur l'installation expérimentale FIVE, ainsi que son ingénieur chargé de R&D Gaétan Bergin qui m'a aidé par sa connaissance de la problématique industrielle de la thèse ainsi que par son exigence dans la représentativité de nos essais.

Merci à toute l'équipe du LETH et à celle du laboratoire LRGP (Laboratoire Réactions et de Génie des Procédés) à Nancy, pour la bonne ambiance et tous les moments partagés. Plus particulièrement, merci à Jérôme Bentivoglio de m'avoir aidé tout le long de la thèse dans la mise au point de la section d'essais et surtout pour les nombreux montages et démontages.

Pour cette thèse, je dois beaucoup à mes parents, mes frères et sœurs avec qui j'ai vécu dans un climat toujours serein et à l'abri de tout souci affectif.



---

# TABLE DES MATIERES

---

<u>Nomenclature</u> .....	12
---------------------------	----

## Chapitre 1: Introduction: contexte industriel et scientifique

<i>I. Contexte industriel de l'étude</i> .....	17
<b>1 Présentation : échangeurs à plaques et ondes</b> .....	17
<b>2 Problématique de la distribution des phases dans les échangeurs de chaleur</b> .....	20
<b>3 Outils d'analyse</b> .....	22
3.1 Approche expérimentale .....	22
3.2 Traçage d'écoulements .....	22
3.3 Approche numérique.....	23
3.4 Conclusion .....	23
<i>II. Objectifs des travaux et plan de la thèse</i> .....	24
<i>Références</i> .....	27

## Chapitre 2: Dispositif expérimental et méthodes de calcul

<i>I. Introduction</i> .....	31
<i>II. Dispositif expérimental</i> .....	32
<b>1 Réalisation de la boucle FIVE (Flow In Visualisation Exchanger)</b> .....	32
<b>2 Les installations d'entrée des deux fluides</b> .....	34
<b>3 Alimentation des fluides</b> .....	34
<b>4 Distributeur de la phase liquide</b> .....	36
<b>5 Profilé de distribution diphasique</b> .....	37
<b>6 Ailettes plates et décalées</b> .....	38
<b>7 Calandre</b> .....	39
<b>8 Le collecteur des deux phases</b> .....	40
<i>III. Instrumentations</i> .....	40
<b>1 Débitmètres</b> .....	40
<b>2 Capteurs de pression</b> .....	41
<i>IV. Techniques de mesures</i> .....	43
<b>1 Unité d'acquisition</b> .....	43
<b>2 Dispositif expérimental pour l'étude hydrodynamique</b> .....	43
<b>3 Système de visualisation</b> .....	44
3.1 Dispositif de la caméra rapide .....	44
3.2 Méthode d'utilisation du dispositif .....	45
3.3 Positionnement sur le canal d'échangeur .....	45
<b>4 Système de Traçage de la phase liquide</b> .....	46

4.1	Choix de la méthode : Mesure de la DTS du liquide par conductimétrie.....	46
4.2	Mise au point de la méthodologie du traçage.....	47
<b>5</b>	<b>Grille d’essais.....</b>	<b>48</b>
<b>V.</b>	<b>Calcul sur les grandeurs mesurées.....</b>	<b>49</b>
<b>1</b>	<b>Incertitudes de mesures.....</b>	<b>49</b>
<b>2</b>	<b>Incertitude d’étalonnage.....</b>	<b>49</b>
<b>3</b>	<b>Mesure d’incertitudes globales.....</b>	<b>49</b>
<b>VI.</b>	<b>Simulation numérique.....</b>	<b>50</b>
<b>1</b>	<b>Introduction.....</b>	<b>50</b>
<b>2</b>	<b>Logiciel Fluent.....</b>	<b>50</b>
<b>3</b>	<b>Modèles de turbulence.....</b>	<b>51</b>
3.1	Modèle k- $\epsilon$ standard.....	51
3.1.1	Modélisation de la viscosité turbulente.....	51
3.1.2	Equations de transport.....	52
3.1.3	Les constantes du modèle.....	53
3.2	Modèle k- $\omega$ SST (Shear Stress transport).....	53
3.2.1	Equations de transport.....	53
3.2.2	Modélisation de la diffusivité effective.....	53
3.2.3	Modélisation de la dissipation de turbulence.....	54
3.3	Traitement de la région proche de la paroi.....	55
<b>4</b>	<b>Critère de convergence.....</b>	<b>56</b>
	<b>Conclusion.....</b>	<b>56</b>
	<b>Références.....</b>	<b>58</b>

## Chapitre 3: Régimes et instabilités d’écoulements

	<b>Introduction.....</b>	<b>61</b>
<b>I.</b>	<b>Régimes et carte d’écoulement.....</b>	<b>61</b>
<b>1</b>	<b>Bibliographie sur les écoulements diphasiques.....</b>	<b>61</b>
1.1	Régimes d’écoulements dans un canal vertical.....	61
1.2	Effet des propriétés physiques des fluides sur les transitions entre régimes.....	63
1.3	Caractéristiques de l’écoulement diphasique avec échange de chaleur.....	64
<b>2</b>	<b>Résultats et discussions.....</b>	<b>66</b>
2.1	Régimes d’écoulement.....	66
2.2	Carte et régimes d’écoulement.....	67
<b>II.</b>	<b>Instabilités d’écoulements.....</b>	<b>69</b>
<b>1</b>	<b>Introduction.....</b>	<b>69</b>
<b>2</b>	<b>Bibliographie sur les instabilités d’écoulement.....</b>	<b>70</b>
<b>3</b>	<b>Résultats et discussions.....</b>	<b>74</b>
3.1	Oscillation des bulles.....	74
3.2	Fluctuations de pression.....	75
3.3	Transformée de Fourier du signal de pression.....	75
	<b>Conclusions.....</b>	<b>76</b>
	<b>Références.....</b>	<b>78</b>

## Chapitre 4: Etude des pertes de charges et de la distribution des phases

<b>I. Caractérisation des pertes de charges en simple phase des ondes « serrated »</b> .....	<b>81</b>
<b>1 Pertes de charges dans les géométries de type onde serrated</b> .....	<b>81</b>
<b>2 Calcul des pertes de charge par une approche mécanique des fluides numérique</b> .....	<b>83</b>
2.1 Domaine de calcul.....	84
2.2 Conditions aux limites .....	85
2.3 Etude de l'influence du maillage.....	86
<b>3 Résultats et discussion</b> .....	<b>88</b>
3.1 Ecoulement dans les ondes « serrated » .....	88
3.1.1 Circulation des fluides entre les ondes .....	88
3.1.2 Etablissement de l'écoulement .....	90
3.2 Calcul du facteur de friction.....	91
3.3 Corrélation proposée pour le coefficient de frottement expérimental .....	94
3.4 Comparaison des résultats avec des corrélations de la littérature .....	95
<b>4 Commentaires et conclusions</b> .....	<b>96</b>
<b>II. Etude de la distribution des phases dans l'échangeur compact à plaques parallèles ..</b>	<b>97</b>
<b>1 Distribution des phases dans les échangeurs : état de l'art</b> .....	<b>97</b>
<b>2 Résultats et discussions</b> .....	<b>99</b>
2.1 Distribution en simple phase .....	99
2.1.1 Distribution des débits .....	99
2.1.2 Effet des pertes de charge sur la distribution en simple phase.....	100
2.2 Distribution diphasique avec deux profilés de distribution .....	101
2.2.1 Calcul du degré d'uniformité de la distribution diphasique.....	101
2.2.2 Calcul des vitesses superficielles des deux phases .....	102
2.2.3 Alimentation des deux fluides en côtés opposés .....	103
2.2.4 Alimentation des deux fluides du même côté .....	106
2.2.5 Effet des pertes de charge sur la distribution diphasique (cas d'alimentation en co-courant) .....	109
2.2.6 Alimentation du même côté en inversant les entrées des deux fluides .....	112
2.2.7 Effet de la pression constante à la sortie sur la distribution des phases $P_{\text{sortie}}=0$ .....	116
2.2.8 Essais diphasiques avec même $\rho V^2$ que des mélanges d'hydrocarbures .....	117
2.2.9 Effet de la pression à l'entrée $\Delta P_{\text{entrée}}=0$ .....	118
<b>Commentaires et conclusions</b> .....	<b>118</b>
<b>Références</b> .....	<b>120</b>

## Chapitre 5: Simulations numériques de l'écoulement dans le distributeur

<b>Introduction</b> .....	<b>125</b>
<b>I. Etat de l'art</b> .....	<b>126</b>
<b>II. Conditions des simulations numériques</b> .....	<b>130</b>
<b>1 Modèle de calcul</b> .....	<b>130</b>
1.1 Equations du modèle .....	131
<b>2 Interpolation près de l'interface</b> .....	<b>133</b>
<b>3 Maillage et conditions aux limites</b> .....	<b>134</b>
3.1 Maillage .....	134
3.2 Conditions au limites .....	136
<b>III. Résultats et discussions</b> .....	<b>137</b>

<b>1</b>	<b>Simulation du distributeur complet.....</b>	<b>137</b>
1.1	Distribution simple phase gaz .....	137
1.2	Distribution diphasique .....	137
<b>2</b>	<b>Simulation d'un seul canal.....</b>	<b>141</b>
2.1	Maillage d'un seul canal .....	141
2.2	Conditions aux limites .....	143
2.3	Effets de l'angle de contact simulé .....	144
2.4	Effet des propriétés physiques .....	147
2.5	Comparaison des régimes d'écoulement avec les expériences .....	149
2.6	Carte de régimes d'écoulement .....	152
2.7	Longueur et vitesse des bulles.....	153
	<b>Conclusions et perspectives.....</b>	<b>154</b>
	<b>Références.....</b>	<b>156</b>
<b>Chapitre 6: Diagnostic de l'échangeur de chaleur</b>		
	<b>Introduction.....</b>	<b>161</b>
<b>I.</b>	<b>Le traçage .....</b>	<b>161</b>
1	Caractérisation hydrodynamique et détermination de la Distribution des temps de séjour dans la phase liquide.....	162
2	Les défauts de fonctionnement d'un échangeur .....	163
3	État de l'art.....	164
3.1	Les méthodes de traçage .....	164
3.2	Application à la détection des défauts dans un échangeur .....	167
<b>II.</b>	<b>Etude expérimentale avec et sans défauts .....</b>	<b>168</b>
1	Mise en œuvre de la méthode de traçage.....	169
2	Géométrie et position des défauts .....	170
3	Originalité du travail et en particulier des méthodes de détection envisagées .....	173
4	Conditions opératoires et limitation du nombre d'expériences .....	175
5	Essais préliminaires et limites de la méthode.....	177
5.1	Reproductibilité des essais .....	177
5.2	Dépôt éventuel de sel sur les électrodes.....	177
5.3	Fréquence d'enregistrement du signal.....	178
5.4	Détection du type d'injection à l'entrée .....	178
<b>III.</b>	<b>Méthode de traitement et filtrage des signaux .....</b>	<b>179</b>
1	Type de signal et approche standard.....	180
2	Algorithme du filtre du signal.....	181
<b>IV.</b>	<b>Résultats et discussions .....</b>	<b>187</b>
1	Signaux caractéristiques des structures d'écoulement diphasique.....	187
1.1	Signaux caractérisant un régime à bulles .....	188
1.2	Signaux caractérisant un régime à poches.....	188
1.3	Signaux caractérisant un régime agité.....	189
2	Détection des défauts.....	190
2.1	Détection du défaut pour un écoulement simple phase .....	191
2.1.1	Cas débit d'eau 2.4 m <sup>3</sup> /h, défaut à droite.....	191
2.1.2	Cas débit d'eau 2.4 m <sup>3</sup> /h, défaut au milieu .....	193

2.1.3	Cas débit d'eau 2.4 m <sup>3</sup> /h, défaut à gauche .....	196
2.1.4	Effet de la position du défaut sur les réponses.....	197
2.1.5	Conclusion.....	199
2.2	Détection des défauts en double phase.....	199
2.2.1	Cas de référence : faible débit d'eau et débit d'air moyen.....	199
2.3	Effet de l'alimentation des fluides sur la détection des défauts .....	202
<b>3</b>	<b>Distribution du taux de vide .....</b>	<b>206</b>
 <b>Conclusion.....</b>		 <b>208</b>
 <b>Références.....</b>		 <b>210</b>
 <b>Annexes</b>		
 <i>Annexe 1: Schéma de principe de l'échangeur.....</i>		 <i>223</i>
<i>Annexe 2: Schéma de principe du collecteur .....</i>		<i>224</i>
<i>Annexe 3: Différentes corrélations de f et j dans la littérature .....</i>		<i>225</i>
<i>Annexe 4: Répartition des pertes de charges le long de l'échangeur (alimentation en cotés opposés).....</i>		<i>227</i>
<i>Annexe 5: Réponses <math>Q_{eau}=3.5\text{ m}^3/\text{h}</math>, <math>Q_{air}=13.4\text{ m}^3/\text{h}</math> (alimentation à contre-courant) (défaut à droite) .....</i>		<i>229</i>
<i>Annexe 6: Réponses <math>Q_{eau}=3.5\text{ m}^3/\text{h}</math>, <math>Q_{air}=13.4\text{ m}^3/\text{h}</math> (alimentation à co-courant) (défaut à droite).....</i>		<i>230</i>

---

# NOMENCLATURE

---

## Caractères latins

C	Concentration	$\text{mol.m}^{-3}$
$C_p$	Chaleur spécifique	$\text{kJ.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$
$d_h$	Diamètre hydraulique	mm
$D_h$	Diamètre hydraulique	mm
d	Distance	m
FFT	Transformation de Fourier	-
F	Force de surface	$\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-2}$
f	Coefficient de frottement	-
k	Energie cinétique turbulente	-
g	Accélération de la pesanteur	$\text{m.s}^{-2}$
h	Hauteur de l'onde	mm
l	Largeur de l'onde	mm
L	Longueur de L'onde	mm
m	Débit massique	$\text{kg.h}^{-1}$
$\dot{m}$	Débit massique surfacique	$\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$
NSTD	Paramètre de déviation standard normalisé	-
N	Nombre de zones	-
P	Pression	Pa
Q	Débit volumique	$\text{m}^3.\text{h}^{-1}$
$\bar{Q}$	Débit volumique	$\text{m}^3.\text{h}^{-1}$
r	Rayon	m
S	Section de passage entre ondes	$\text{m}^2$
s	Espacement entre ondes	mm
s	Dispersion	-
STD	Paramètre de déviation standard	-
t	Temps	s
$\bar{t}$	Temps de séjour moyen	s
U	Vecteur vitesse	$\text{m.s}^{-1}$
U	Tension	V
u	Vitesse	$\text{m.s}^{-1}$
V	Vitesse	$\text{m.s}^{-1}$
$V_s$	Vitesse superficielle	$\text{m.s}^{-1}$
w	paroi	-
$y^+$	distance adimensionnelle à la paroi	-
x	longueur	m

## Caractères Grecs

$\alpha_k$	Fraction volumique de la phase k	-
$\alpha$	$\frac{s}{h}$	-
$\sigma$	Tension de surface	$\text{N.m}^{-1}$
$\nu$	Viscosité cinématique	$\text{m}^2.\text{s}^{-1}$
$\rho$	Masse volumique	$\text{kg.m}^{-3}$

$\tau$	Temps de séjour	s
$\varepsilon$	Dissipation de l'énergie cinétique turbulente	$\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-3}$
$\Delta$	Variation	-
$\omega$	Dissipation spécifique	$\text{s}^{-1}$
$\mu$	Viscosité dynamique	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$
$\theta$	Angle de contact	°
$\delta$	$\frac{e}{l}$	-
$\gamma$	$\frac{e}{s}$	-
$\sigma_{\text{cond}}$	Conductivité	$\text{s} \cdot \text{m}^{-1}$
$\tau_w$	Cisaillement à la paroi	$\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$

### Indices et exposant

a	avance
A	accélération
e	entrée
f	frottement
F	friction
g	gaz
G	gravité
k	gaz ou liquide
i	zones (1 to 7)
l	liquide
L	Longitudinale
r	recule
t	total
T	transposé
t	turbulent
10%	pourcentage bouchage
Eau	
Air	

### Nombres adimensionnels

$Pe = \frac{u \cdot l}{D}$	Nombre de Peclet (rapport du transfert de masse par convection et du transfert de masse par dispersion)
$Re = \frac{\rho \cdot u \cdot d}{\mu}$	Nombre de Reynolds (rapport des forces d'inertie et des forces de viscosité)





---

# CHAPITRE 1: INTRODUCTION: CONTEXTE INDUSTRIEL ET SCIENTIFIQUE

---

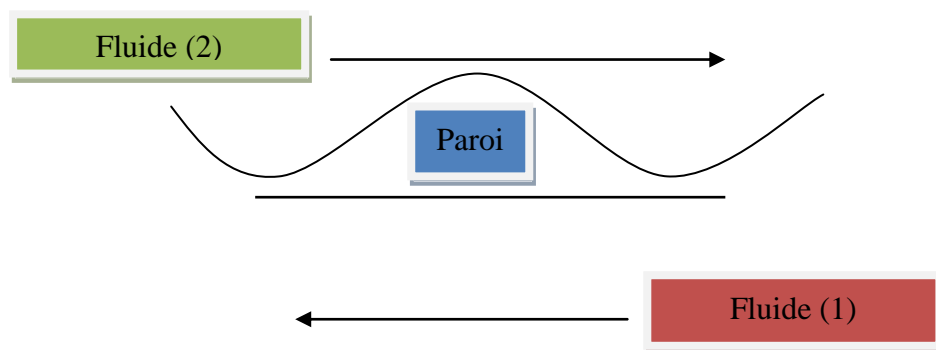
Ce chapitre décrit le contexte de cette étude, les objectifs scientifiques, et le contenu des chapitres suivants. Les échangeurs à plaques et ailettes ainsi que les différents types d'ailettes sont décrits. Les problèmes de distributions des fluides et de défauts rencontrés dans les échangeurs sont présentés sur la base d'un bilan bibliographique. Trois thèmes sont abordés : les mesures expérimentales de caractérisation de l'écoulement, la modélisation par la mécanique des fluides numérique et le traçage. Ils serviront de base pour la conduite de cette thèse.



## I. Contexte industriel de l'étude

Les échangeurs thermiques sont indispensables dans de très nombreux domaines industriels : chauffage et froid, pétrochimie, chimie, distillerie, agroalimentaire, papeterie, automobile, ...

- Pour ces divers types d'échangeurs, l'échange thermique se fait généralement entre deux fluides distincts (*Figure 1- 1*).



*Figure 1- 1 : Principe de l'échangeur thermique*

- les échangeurs thermiques doivent présenter une grande surface d'échange de chaleur sous un volume externe le plus réduit possible. Il existe différents types d'échangeurs de chaleur :
  - les échangeurs à tubes et calandre (tubes lisses ou à ailettes) ;
  - les échangeurs à plaques corruguées (brasés, ou avec des joints pour permettre leur démontage) ;
  - les échangeurs à plaques et ondes qui font l'objet de cette thèse.

### **1 Présentation : échangeurs à plaques et ondes**

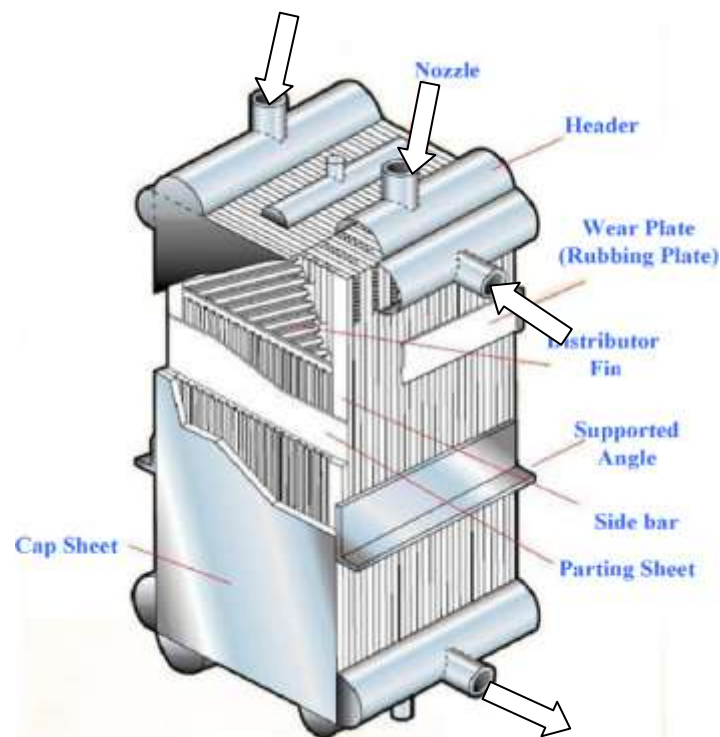
Industriellement, l'assemblage de l'échangeur est réalisé par brasage sous vide. Un exemple d'échangeur à plaques et ondes (ou ailettes) brasé est montré *Figure 1- 2*. Ces échangeurs thermiques sont fréquemment utilisés dans les industries de procédés cryogéniques, dans l'automobile, l'aérospatiale et les industries chimiques depuis plus de quarante ans (*Averous et al, 1999*).

Ils sont utilisés pour différentes applications :

- séparation des gaz de l'air, séparation de H<sub>2</sub> et CO<sub>2</sub>
- séparation d'hydrocarbures,
- liquéfaction de gaz naturel,
- liquéfaction de gaz industriels (oxygène, azote, argon, hélium, etc...).

(Des exemples d'application sont décrits dans le site web de la société Fives Cryo [www.fivesgroup.com](http://www.fivesgroup.com))

Leur avantage est de fournir une surface d'échange importante dans un faible volume (jusqu'à 2000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>). Ils offrent une possibilité d'intégration de procédés (jusqu'à 20 fluides circulant simultanément dans un seul échangeur) (cf. *Figure 1- 2*), dans une large gamme de dimensions et sont particulièrement bien adaptés aux procédés qui exigent un transfert thermique important sous un faible écart de température (1 à 2°C ou même moins) entre les fluides chauds et froids.

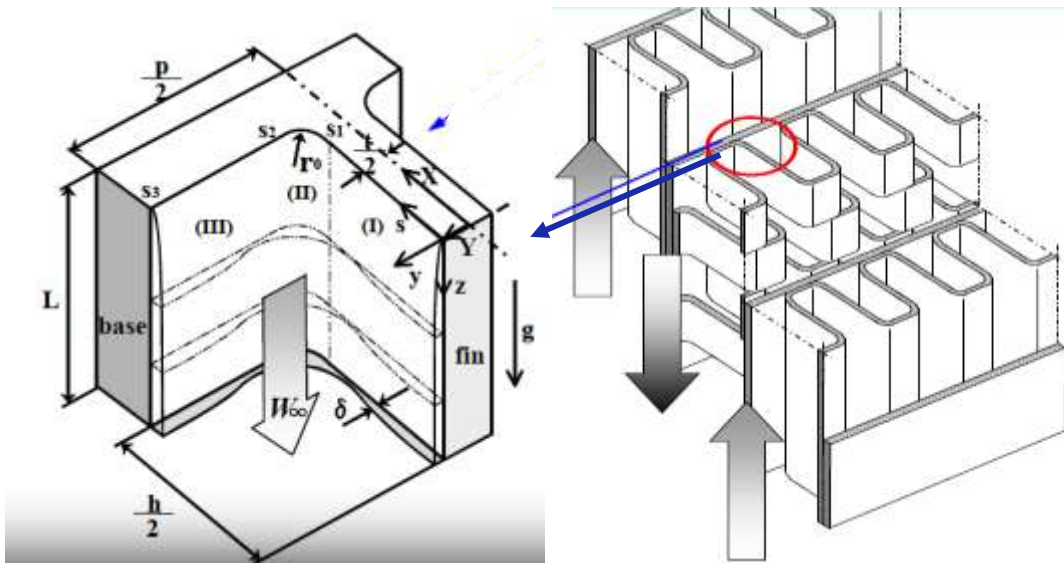


*Figure 1- 2 : Schéma de principe d'un échangeur à plaques et ondes industriel*

([www.chartvip.com](http://www.chartvip.com))

Le coefficient de transfert global dans ce type d'échangeur est fonction des facteurs de convection et de conduction associés aux deux fluides et au solide intermédiaire, de

l'utilisation potentielle des ailettes sur les deux côtés et des effets de l'encrassement de la surface en fonction du temps (*Figure 1- 3*).



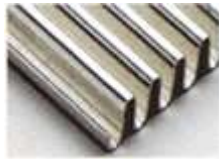
*Figure 1- 3 : Structuration intérieure d'un échangeur à plaques et ondes*

Fives Cryo, filiale de Fives, et Chart Energy & Chemicals compte parmi les leaders mondiaux dans la conception, le brasage et la fabrication d'échangeurs de chaleur en aluminium. Ces échangeurs sont principalement utilisés à basse température dans les applications cryogéniques. Ils sont construits en aluminium pour résister à de très basses températures jusqu'à  $-268^{\circ}$  et à de très hautes pressions (1750 psi/120 bar et plus).

Les échangeurs de chaleur en aluminium sont compacts et légers et présentent jusqu'à  $2000 \text{ m}^2/\text{m}^3$  de surface d'échange par unité de volume, ce qui est six à dix fois plus important que celle d'un échangeur de chaleur à tubes et calandre. Cette caractéristique, associée aux performances de transfert thermique améliorées par les ailettes entraîne des performances vingt fois plus grandes comparées à celles de l'échangeur à tubes et calandre. En plus, ces échangeurs coutent environ 25-50% de moins et pèsent 95% de moins que l'acier inoxydable de l'échangeur à tubes et calandre.

Différents types d'ailettes sont utilisés suivant les applications (*Figure 1- 4*). Les ailettes décalées (ou ondes « serrated ») et les ailettes herringbone fournissent la plus grande surface d'échange et de meilleures performances. Elles sont particulièrement adaptées pour des

applications impliquant de faibles différences de température. Lorsque les pertes de pression sont plus critiques, les ailettes droites et perforées peuvent être utilisées.



***Droite***

*Une plaque de métal avec des ailettes ondulées à angle droit avec les plaques.*



***Perforée***

*une onde droite construite avec des perforations du métal.*



***Herringbone***

*Fabriqué en déplaçant les ailettes sur le côté à intervalles réguliers pour produire un effet de zig-zag*



***Serrated***

*Fabriqué par pliage et découpage simultanément des sections alternées d'ailettes.*

*Figure 1- 4 : Différents types d'ailettes*

Ces échangeurs à plaques et ondes présentent de grandes performances, mais les problèmes majeurs dans ces échangeurs sont la manière de distribuer les phases à l'intérieur et l'apparition de différents défauts comme l'encrassement et la déformation de ces ailettes, qui peuvent réduire leurs performances thermohydrauliques. Il est donc nécessaire de maîtriser cette distribution et de savoir détecter ces défauts pour ne pas perdre en performances. Ces problèmes de distribution seront détaillés dans le prochain paragraphe.

## **2 Problématique de la distribution des phases dans les échangeurs de chaleur**

Dans tous les cas, un écoulement non uniforme dans les canaux conduit à la réduction des performances du procédé (*Sheik Ismail, 2010*). Plus particulièrement en écoulement diphasique, une mauvaise répartition de phases conduit à d'importantes diminutions de l'efficacité des échangeurs de chaleur à NUT (Nombre d'Unité de Transfert) élevé *Mueller et Chiou (1988)*, soit environ 7% pour les condenseurs, et jusqu'à 25% pour les échangeurs à écoulement croisé *Lalot et al. (1999)*.

De nombreux auteurs ont étudié l'influence de la distribution sur les performances des échangeurs à plaques et ailettes. *Kitto et Robertson (1989)* fournissent un bon résumé de l'influence de la mauvaise répartition de débit dans les échangeurs de chaleur et indiquent que

le problème est plus grave dans les écoulements diphasiques, par exemple des évaporateurs, condenseurs, absorbeurs, bouilleurs, etc.

*Li et al. (2006)* ont utilisé la technique de l'imagerie par vélocimétrie par image de particules (PIV) pour étudier les caractéristiques de l'écoulement dans la région d'entrée d'un échangeur de chaleur à plaques à ailettes.

*Bobbill et al. (2006)* ont développé un modèle mathématique généralisé pour étudier l'effet de la mauvaise répartition des phases sur la condensation dans un échangeur de chaleur à plaques.

*Zhang et al. (2004)* et *Jiao et al. (2003)* ont étudié expérimentalement la mauvaise répartition des phases provoquée par les défauts dans la configuration d'entrée et ont souligné la nécessité d'une conception correcte du distributeur.

*Zhang et Yanzhong (2003)* ont étudié la non uniformité de débit dans un échangeur de chaleur à plaques à ailettes par des simulations de mécanique des fluides numériques. Basé sur les résultats de ces simulations, deux têtes modifiées avec un distributeur à deux-étages ont été proposées pour réduire la non-uniformité du débit. Ils ont prouvé que la distribution du débit de fluide dans un échangeur de chaleur à plaques à ailettes (PFHE) est plus homogène si les diamètres de sortie et d'entrée des deux têtes sont égaux. *Anjun et al. (2003)* ont introduit le concept d'installation d'un deuxième distributeur. Il y a plusieurs phénomènes physiques couramment rencontrés dans l'industrie et qui perturbent la distribution des phases dans les échangeurs en diphasique :

- une séparation gravitaire entre les passes d'échangeurs multipasses perturbant la redistribution des phases ;
- des poches de gaz incondensable piégées dans les condenseurs ;
- le bouchage partiel des canaux, suite par exemple à un dépôt solide ;
- un court-circuit entre l'entrée et la sortie des appareils de grand volume ;
- une circulation à contre sens ou un blocage du débit dans une partie des canaux du faisceau lorsque l'appareil comporte un grand nombre de canaux en parallèle.

Un objectif important de ce travail est de caractériser la distribution des phases et les pertes de charges dues à la géométrie du distributeur, puis l'influence des défauts sur

l'écoulement. Les études sur la distribution de phases dans les échangeurs à plaques et ondes ont été principalement limitées à l'écoulement sans considérer l'effet des défauts qui peuvent apparaître au cours de la vie de l'appareil.

### **3 Outils d'analyse**

#### **3.1 Approche expérimentale**

Une première approche pour l'étude des problèmes de distribution consiste à reproduire sur une installation expérimentale les phénomènes qui se produisent sur les appareils industriels pour les observer et tester des solutions technologiques. L'avantage est de pouvoir utiliser une maquette transparente et donc de bénéficier de l'appui de techniques expérimentales optiques (caméra rapide, PIV, LDA, traçage coloré...) couplées à des mesures externes (répartition des débits, pertes de charges....)

Ainsi une partie du travail expérimental de la thèse a consisté à réaliser une section d'essais représentative d'un échangeur à plaques avec sa zone de distribution. L'influence de plusieurs paramètres géométriques (le distributeur, l'alimentation des fluides) ou fonctionnels (vitesses superficielles, pression) a été testée. En plus des mesures externes l'utilisation d'une caméra rapide a permis une visualisation détaillée de l'écoulement.

#### **3.2 Traçage d'écoulements**

Ces différents phénomènes peuvent être mis en évidence et quantifiés en utilisant une technique de traçage des différentes phases. Le traceur est injecté à l'entrée de l'appareil sous forme d'une impulsion de concentration. Une mesure en continu de la concentration en sortie donne la Distribution des Temps de Séjour (DTS) du traceur dans l'appareil, image de "l'histoire" du fluide dans l'appareil.

Cette utilisation de traceurs, bien connue dans le domaine du Génie de Procédés pour caractériser les réacteurs, a été utilisée et qualifiée pour le cas d'un échangeur à tubes et calandre sans changement de phase par *Albaric (2002)*. Il a utilisé deux approches expérimentale et numérique à l'aide du code de mécanique des fluides « Fluent » pour détecter et diagnostiquer l'apparition d'un mauvais fonctionnement hydrodynamique de l'échangeur.



Une étude expérimentale sur un tube parcouru par un écoulement gaz-liquide avec ou sans changement de phase, réalisée dans le cadre de la thèse de *Oriol (2006)*, a récemment confirmé que les cellules optiques utilisées pour évaluer la concentration en colorant de l'écoulement diphasique étaient également sensibles à la topologie de cet écoulement. Ces travaux ont également fait l'objet de publications (*Oriol et al. (2007)*, *Oriol et al. (2008)*) et un brevet a été déposé (*Clément et al. (2006)*).

Ces travaux exploratoires, mettant en œuvre des techniques innovantes de traçage en écoulement diphasique par colorant et de cellules optiques ou par des traceurs radioactifs, ont montré tout le potentiel du traçage y compris dans l'application aux appareils avec changement de phase, que ce soit du liquide vers sa vapeur (évaporateurs) ou inversement (condenseurs).

### **3.3 Approche numérique**

Un autre travail de thèse, réalisé au CEA / GRETh-LETh par *Ahmad (2007)*, traite du phénomène de mal-distribution des écoulements, en régime diphasique, à l'entrée des évaporateurs de cycles thermodynamiques : les solutions technologiques apportées par les industriels sont basées sur l'ajout d'éléments géométriques dans la tubulure d'entrée, mais elles sont très empiriques. La démarche proposée consistait à apporter des connaissances sur le comportement des écoulements diphasiques dans les collecteurs d'entrée des évaporateurs de cycles à compression de vapeur. Le travail de modélisation s'est appuyé sur les logiciels Fluent et Neptune, et deux types d'écoulement ont été traités, les écoulements stratifiés et les écoulements à jets fragmentés. Les potentialités et la précision des logiciels pour décrire les phénomènes physiques ont été évaluées. Pour le cas des écoulements à phase séparées, la simulation a montré un bon accord avec les observations. Pour le cas des écoulements fragmentés, des modélisations ont été proposées pour la détermination de l'aire interfaciale, et pour le taux de fragmentation du jet à l'impact sur la paroi. Ce travail fait également l'objet d'une publication (*Ahmad et al. 2007*).

### **3.4 Conclusion**

Le travail présenté dans ce document est une application de ces différentes méthodes à une géométrie plus complexe d'échangeur compact pour l'étude de la distribution d'un mélange gaz-liquide. Ce travail s'appuie sur les méthodes développées dans le cadre par trois

autres thèses, citées précédemment, et réalisées en partenariat avec l'ADEME. L'aspect multi échelle et multi moyens d'essais et des outils numériques sera donc utilisé pour cette étude.

## **II. Objectifs des travaux et plan de la thèse**

Notre objectif est donc permettre la compréhension des écoulements diphasiques complexes dans un échangeur à plaques et ailettes. Trois approches sont utilisées dans cette étude : mesures expérimentales de l'écoulement, simulations numériques et traçage.

Cette thèse a été financée principalement par l'Agence De l'Environnement et de Maitrise de l'Energie (ADEME) et a été réalisée, en partie, dans le cadre d'un partenariat avec l'industriel « Fives Cryo » (anciennement Nordon Cryogénie) dans un projet de diagnostic d'échangeurs de chaleur.

Premièrement, une étude expérimentale est réalisée pour qualifier la distribution monophasique et diphasique, ainsi que pour identifier les paramètres influant sur cette distribution.

Deuxièmement, des simulations à l'aide de Fluent sont utilisées pour déterminer la répartition des phases à la sortie du distributeur situé en amont d'un échangeur de dimensions quasi-industrielle. Les simulations avec la méthode de suivi d'interface d'un seul point d'entrée du distributeur constitue une première étape nécessaire vers la simulation de tout le système complexe du distributeur, représentatif d'une géométrie industrielle. Dans ce cadre, les effets des vitesses superficielles des phases à l'entrée sur les types de régimes d'écoulements sont examinés. Par ailleurs, une comparaison entre les régimes établis numériquement et les régimes expérimentaux vus à l'aide d'un système de caméra rapide est effectuée.

Troisièmement, l'utilisation du traçage et la détermination de la Distribution des Temps de Séjours afin de caractériser les écoulements diphasiques dans cet échangeur doivent permettre de déterminer les différents défauts, leurs amplitudes et leurs localisations. Cette utilisation dans des échangeurs, afin d'en tirer des grandeurs caractéristiques locales, est plutôt nouvelle, et son application à des écoulements diphasiques pourrait fournir des réponses expérimentales

sur l'optimisation de la distribution d'écoulements dans des géométries complexes comme les échangeurs compacts où les écoulements sont bi ou tridimensionnels.

Le manuscrit est organisé comme suit :

Le chapitre 1 décrit le contexte de l'étude et les objectifs du présent travail.

Le chapitre 2 décrit le dispositif expérimental ainsi que les instruments de mesures utilisés pour réaliser les expériences sur un échangeur à plaques et ailettes. Ensuite, les bases de la simulation numérique sont présentées : les équations de Navier-Stokes, les modèles de turbulence et les conditions aux parois.

Dans le chapitre 3, une carte d'écoulement pour un échangeur à plaques et ondes est proposée à partir de l'observation des régimes d'écoulement à l'aide d'un système de caméra rapide. Par la suite cette carte est comparée avec une carte en changement de phase dans un échangeur similaire et avec une autre carte de la littérature établie en condition adiabatique. Des phénomènes d'instabilités d'écoulements sur notre installation expérimentale en adiabatique ont été observés et analysés.

Dans le chapitre 4, les essais de distribution en monophasique et diphasique dans l'échangeur sont décrits ainsi que les mesures des pertes de charges. Dans un premier temps, une corrélation du facteur de friction des ailettes décalées est déterminée et comparée avec d'autres corrélations de la littérature. Ensuite, la relation entre la distribution des débits des phases liquide et gaz et les pertes de charges sera traitée. Les différentes possibilités de configuration d'entrée des fluides (alimentation du même côté, alimentation en côtés opposés) dans l'échangeur sont abordées avec une insistance particulière sur l'homogénéité de la distribution dans ces cas. Pour conclure, les effets de différents paramètres (vitesses superficielles, configuration d'entrée des deux fluides, pertes de charges à l'entrée et à la sortie) sont présentés.

Dans le chapitre 5, les méthodes numériques du code de simulation des écoulements diphasiques basées sur le modèle de suivi d'interface VOF et utilisées dans cette étude, sont brièvement passées en revue. Dans un premier temps, l'écoulement purement gazeux dans le distributeur est validé par comparaison avec l'expérience. Une étude paramétrique permet de

caractériser les vitesses et le diamètre des bulles au sein du distributeur. L'effet de l'angle de contact entre la paroi solide et l'interface liquide/gaz est examiné plus en détail. De plus, des comparaisons qualitatives avec des résultats expérimentaux sont données qui permettent de valider la simulation tridimensionnelle du distributeur

Le chapitre 6 est dédié au traçage de la phase liquide en écoulement monophasique et diphasique. Il débute avec une présentation des bases sur le traçage d'écoulement diphasique par traceur salin et les méthodes de traitement et de filtrage des signaux sont décrites avec un algorithme par étape. Les essais de traçage du liquide en simple et double phase pour un échangeur avec ou sans défauts sont présentés. Finalement, l'analyse de ces essais avec différents pourcentages des défauts et différentes localisations mettra en évidence les possibilités de diagnostic de l'échangeur.

Les conclusions et les perspectives seront détaillées au chapitre 7.

## Références

- Ahmad M, 2007. Etude expérimentale et numérique d'écoulements diphasiques à l'entrée des évaporateurs de cycles thermodynamiques", Thèse de l'INPG, Grenoble.
- Ahmad M., Mercier P. and Berthoud G., General characteristics of two-phase flow distribution in a compact plate heat exchanger. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 52 (1–2) (2009)442-450.
- Albaric M, 2002. Diagnostic sur la distribution des écoulements dans les équipements thermiques par l'utilisation des traceurs, Thèse de l'université Claude Bernard, LYON I.
- Anjun J, Zhang R, Jeong S. Experimental investigation of header configuration on flow maldistribution in plate-fin heat exchanger. *J Appl. Thermal Eng.* 2003; 23:1235–46.
- Averous, D. Hammadi, K. Pingaud , H. Joulia , X., Guittard, P. Dynamique Simulation of Brazed Plate-Fin Heat Exchanger. *Computers & Chemical Engineering* Volume 23, 1 June 1999, Pages S447-S450
- Baker, O. Simultaneous flow of oil and gas, *Oil Gas J.* 53 (1954) 185–195.
- Bobbili, P.R. Sunden, B. Das, S.K. Thermal analysis of plate condensers in presence of flow maldistribution, *Int. J. Heat Mass Transfer* 49 (25–26) (2006) 4966–4977.
- Bobbili, P.R. Sunden, B. Das, S.K. An experimental investigation of the port flow maldistribution in small and large plate package heat exchangers, *Appl. Thermal Eng.* 26 (16) (2006) 1919–1926.
- Clément P., Oriol J., Tochon P., Veteau JM.. Brevet N° 06 55352 "Dispositif de détermination des propriétés d'un écoulement diphasique, et procédé mettant en œuvre un tel dispositif", déposé le 06/12/2006.
- Jiao, A.J. Li, Y.Z. Chen, C.Z. Zhang, R. Experimental investigation on fluid flow maldistribution in plate-fin heat exchangers, *Heat Transfer Eng.* 24 (4) (2003) 25–31.
- Kitto Jr., J.B., Robertson, J.M. Effects of maldistribution of flow on heat transfer equipment performance, *Heat Transfer Engineering* 10 (1) (1989) 18–25.
- Lalot, S. Florent, P. Lang, S.K. Bergles, A.E., Flow maldistribution in heat exchangers, *Applied Thermal Engineering* 19 (8) (1999) 847–863.
- Li, Y.Z. Wen, J. Zhou, A.M. Zhang, K. Wang, J. PIV experimental investigation of entrance configuration on flow maldistribution in plate-fin heat exchanger, *Cryogenics* 46 (1) (2006) 37–48.
- Mueller, A.C., Chiou, J.P., Review of various types of flow maldistribution in heat exchangers, *Heat Transfer Engineering* 9 (1988) 36–50.
- Oriol J., Leclerc, JP. Jallut, C. Berne, P. Gousseau, G. Tochon, P. Clement, P. Characterization of two-phase flow regimes in horizontal tubes using 81mkr tracer experiments". *Applied Radiation and Isotopes* 66, (2008) 1363-1370.
- Oriol, J. Leclerc, JP. Jallut, C. Tochon, P. Clément, P., 2008. Characterization of the two-phase flow regimes and liquid dispersion in horizontal and vertical tubes by using coloured tracer and non-intrusive optical detector, *Chemical Engineering Science* 63, pp.24-34.

Oriol, J, 2006. Caractérisation d'écoulements gaz-liquide avec et sans changement de phase par détection optique et traçage en vue du diagnostic d'échangeurs de chaleur", Thèse de l'université Claude Bernard, LYON I.

Sheik Ismail, L. Velraj, R. Ranganayakulu C., a Studies on pumping power in terms of pressure drop and heat transfer characteristics of compact plate-fin heat exchangers—A review *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14 (2010) 478–485.

Zhang, Z. Li, Y.Z Xu, Q. Experimental research on flow maldistribution in plate fin heat exchangers, *Chin. J. Chem. Eng.* 12 (1) (2004) 7–13.

Zhang Z, Yanzhong L. CFD simulation on inlet configuration of plate-fin heat exchanger. *Journal Cryogenics* 2003; 43(673):67–8.

---

## CHAPITRE 2 : DISPOSITIF EXPERIMENTAL ET METHODES DE CALCUL

---

Ce chapitre présente les dispositifs expérimentaux, les conditions opératoires, les méthodes ou techniques de mesure et de calcul utilisés pour mener les études expérimentales et numériques. Dans une première partie, une attention particulière sera portée aux choix des méthodes et des techniques de mesures afin de comprendre la mise en œuvre des différents dispositifs expérimentaux tant au niveau de leur fonctionnement qu'au niveau du traitement des informations obtenues. Dans une deuxième partie, les méthodes de calcul et les modèles utilisés pour calculer les pertes de charges des ondes « serrated » et déterminer le fonctionnement du distributeur sont décrits. Pour cela, nous avons détaillé les équations des modèles utilisés pour les simulations numériques avec le code de mécanique des fluides « FLUENT ».

**Mots clés :** dispositifs expérimentaux, méthodes expérimentales, modèles numériques





## I. Introduction

La distribution diphasique est un paramètre crucial pour le fonctionnement des échangeurs de type condenseur ou bouilleur. La société Fives Cryo (anciennement NORDON Cryogénie), fabricant d'échangeurs à plaques ailetées brasées, a développé une technologie de profilés d'injection pour fluide diphasique, permettant d'introduire les phases liquide et vapeur d'un même fluide de manière homogène dans l'échangeur.

Ce chapitre décrit la réalisation et l'utilisation d'un banc d'essais permettant de travailler d'une manière adiabatique et en fluides simulants (eau et air) en visualisant des écoulements. Une deuxième partie du projet de thèse consiste en l'étude numérique du fonctionnement d'un tel système. Ce chapitre détaille tous les outils expérimentaux et numériques utilisés pour mener à bien ce travail.

### Conditions opératoires

Nous proposons de travailler en couple fluide eau-air en choisissant les débits du liquide et du gaz et les vitesses superficielles des phases pour chacun des 4 cas ([Tableau 2- 1](#)).

*Tableau 2- 1 : Débit d'eau et d'air et configurations d'écoulement pour les 4 conditions d'essais*

Cas	Débit eau m <sup>3</sup> /h	Débit air m <sup>3</sup> /h	Vitesse superficielle liquide Vsl (m/s)	Vitesse superficielle gaz Vsg (m/s)	Configuration écoulement	
					C.Desrats (2007)	Taitel et Duckler (1980)
103	7.2	2.1	0.39	0.12	Bulles	Bulles
107	6.4	8.0	0.35	0.44	poches- bouchons	poches- bouchons
110	2.4	13.4	0.13	0.73	Annulaire	poches- bouchons
206	6.4	34.6	0.35	1.90	Annulaire	agité

Toutes les expériences sont réalisées à pression et température ambiantes. Les conditions de fonctionnement pour lesquelles l'échangeur est conçu, sont des pressions de 1 à 3 bars pour l'eau et de 3 à 6 bars pour l'air et une température ambiante de 20 à 25°C. La boucle permet de balayer une gamme de débits volumiques dans la maquette entre 2.1 et 34.6 m<sup>3</sup>/h (cf. [Tableau 2- 1](#)) et de titres massiques de gaz de 0.1 à 0.85. Le débit d'eau varie de 2.4 à 7.2

$\text{m}^3/\text{h}$ . Les vitesses superficielles maximales mises en œuvre sont de 0.39 m/s pour le liquide et de 1.9 m/s pour le gaz.

Une maquette transparente a été utilisée avec un mélange eau/air à pression et température ambiantes pour pouvoir faire de la visualisation des écoulements.

## II. Dispositif expérimental

### 1 Réalisation de la boucle FIVE (Flow In Visualisation Exchanger)

La maquette en plexiglas a été conçue en utilisant les distributeurs diphasiques conçus par la société Fives Cryo. Elle représente un canal d'échangeur rectangulaire de 1055 mm de largeur, 1000 mm de hauteur et 7.13 mm d'épaisseur (*Figure 2- 1*). L'*annexe 1* présente une coupe de face et une vue de dessus du canal d'échangeur.

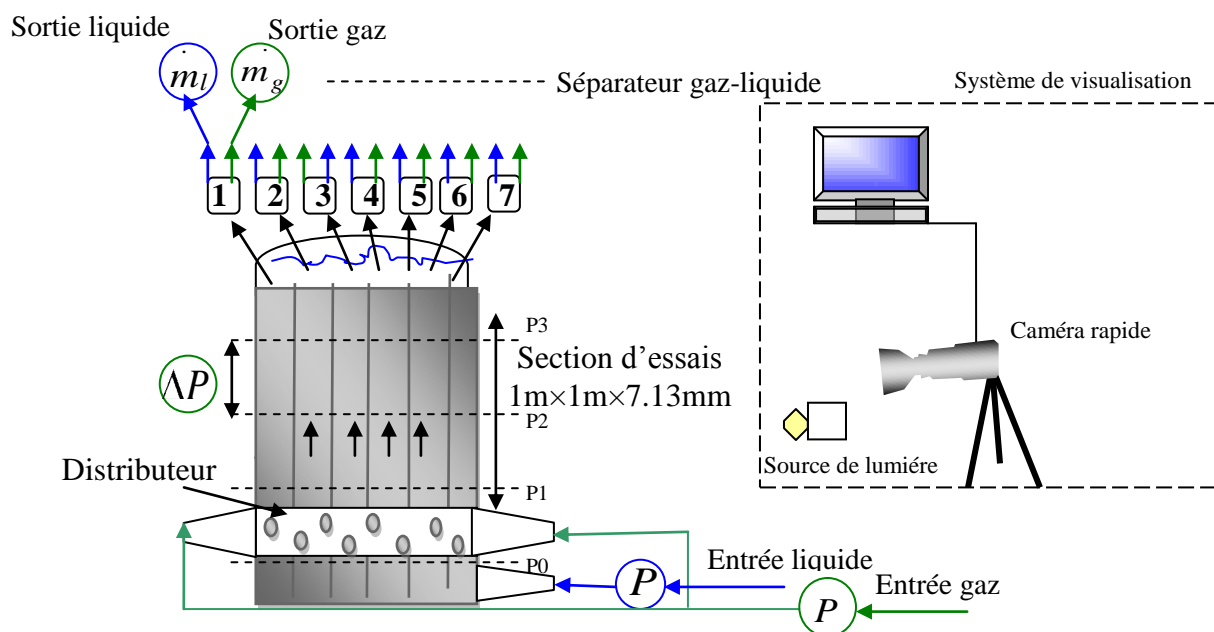


Figure 2- 1: Schémas de principe de l'installation 'Five'

Ce canal est formé par une seule plaque d'ondes « serrated » intercalée entre deux plaques planes en plexiglas permettant ainsi la visualisation des écoulements. Les plaques externes sont serrées par des joints métalliques et des vis de serrage pour assurer l'étanchéité de l'échangeur. La section d'essais est en position verticale et l'écoulement est ascendant. L'eau et l'air sont injectés en pied de maquette et traversent la zone de distribution pour être mélangés. Les points d'injection de l'air peuvent être situés soit du côté opposé à l'eau

(alimentation à contre-courant), soit du même côté (alimentation à co-courant). Les circuits d'injection d'eau et d'air pourront également être permutés. L'eau issue du réseau de ville circule en circuit ouvert. Le gaz provient du réseau d'air comprimé, et circule en circuit ouvert puis il est rejeté à l'atmosphère après son passage par l'échangeur.

La perte de pression aux débits maximaux, à la fois pour l'eau et pour l'air, a été estimée à 1 bar et la pression à l'entrée de la maquette est de 3 bars absolus. En sortie du canal d'échangeur, une zone de tranquillisation permet la visualisation de la bonne ou mauvaise répartition des phases liquide et gaz. Un système de collecte et de séparation en sortie de l'échangeur est constitué de 7 enceintes pour séparer par gravité l'eau et l'air. Chaque enceinte est branchée à deux débitmètres d'eau et d'air pour la mesure séparée des débits des deux fluides.

L'échangeur est subdivisé en sept tronçons suivant l'horizontale (*Figure 2- 2*). Il est conçu de manière à pouvoir déterminer la distribution des phases, les régimes d'écoulement, la Distribution Locale des Temps de Séjours (DLTS)(DAI) le long de ces sept tronçons (ou zones) et le taux de vide dans l'échangeur.

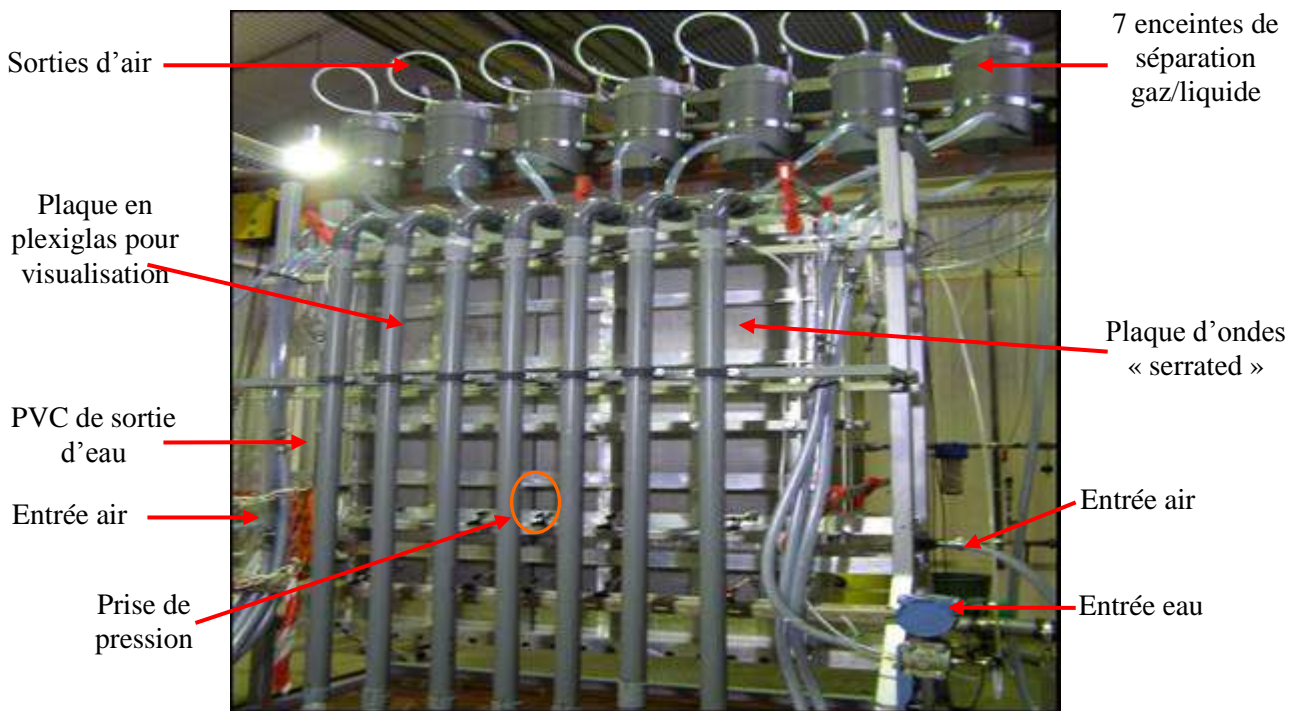


Figure 2- 2: Photo de l'échangeur

La difficulté de cette section d'essais réside dans la réalisation d'une parfaite étanchéité entre la plaque arrière, les ondes et la plaque avant. Avant d'obtenir une bonne étanchéité, des essais préliminaires et plusieurs démontages et remontages ont été réalisés.

## 2 Les installations d'entrée des deux fluides

Les installations d'arrivée de l'eau et l'air du réseau sont représentées sur la *Figure 2- 3*. Le filtre installé dans le sens d'arrivée d'eau permet d'éliminer les particules et les métaux de taille  $<100 \mu\text{m}$  présents dans l'eau de réseau. Lors de la mise en marche, l'ouverture de la vanne de réglage de débit d'eau se fait progressivement pour éviter la montée brusque de la pression qui peut casser le plexiglas. Un système avec une petite vanne montée sur l'arrivée d'eau permet de purger les lignes de pression différentielle afin d'enlever les bulles d'air. Une vanne placée à l'arrivée du réseau d'air permet d'ouvrir ou fermer le circuit. Un capteur de pression absolue est placé sur le circuit pour mesurer la pression du réseau.

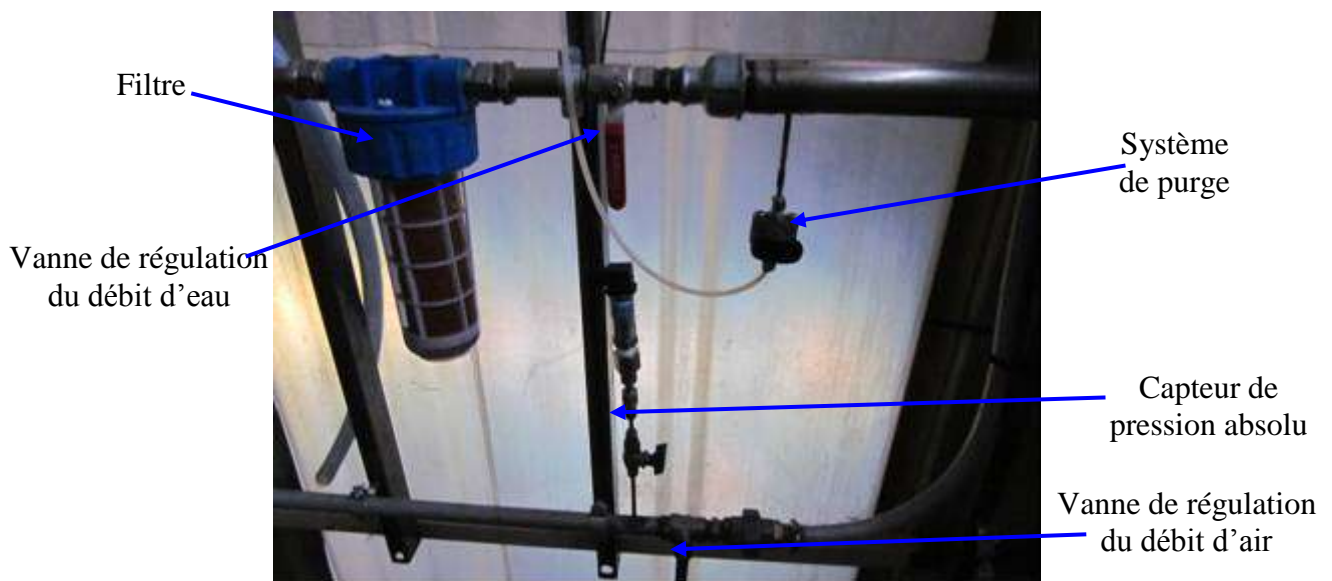


Figure 2- 3: Photo d'installations d'entrée des fluides

## 3 Alimentation des fluides

Au sein de l'échangeur, les fluides entrent de la même côte comme ils peuvent entrer en côtés opposés. Mais l'écoulement au sein de l'échangeur reste toujours ascendant.

Les différentes alimentations des deux fluides sont décrites par la *Figure 2- 4*:

- alimentation à co-courant : l'eau et l'air entrent du même côté ;

- alimentation à contre-courant : les deux fluides entrent par des extrémités opposées (eau en bas du profilé et l'air dans le profilé diphasique) ;
- alimentation à co-courant en inversant les entrées des fluides : l'air est injecté en bas du profilé et l'eau est injectée dans le distributeur.

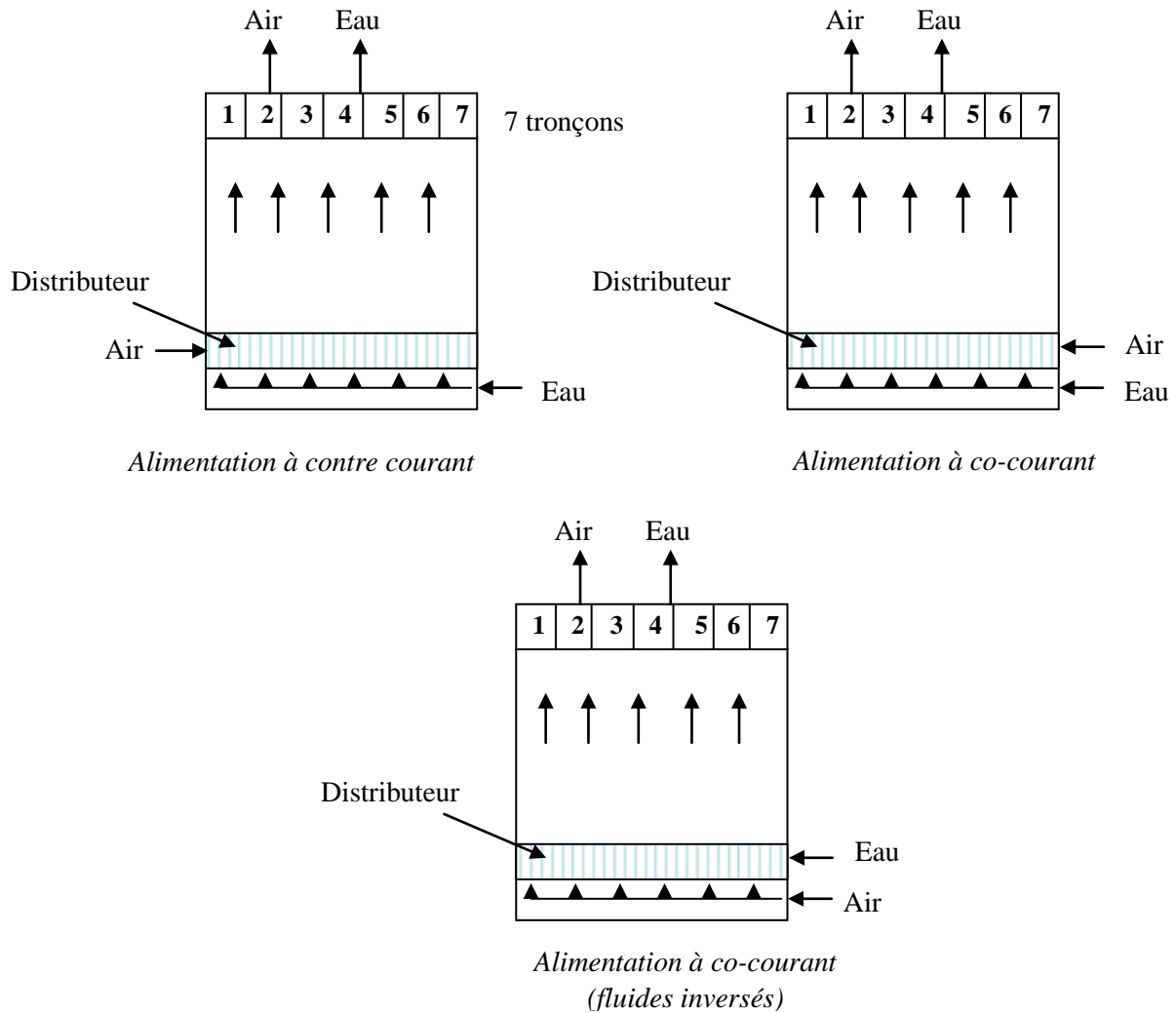
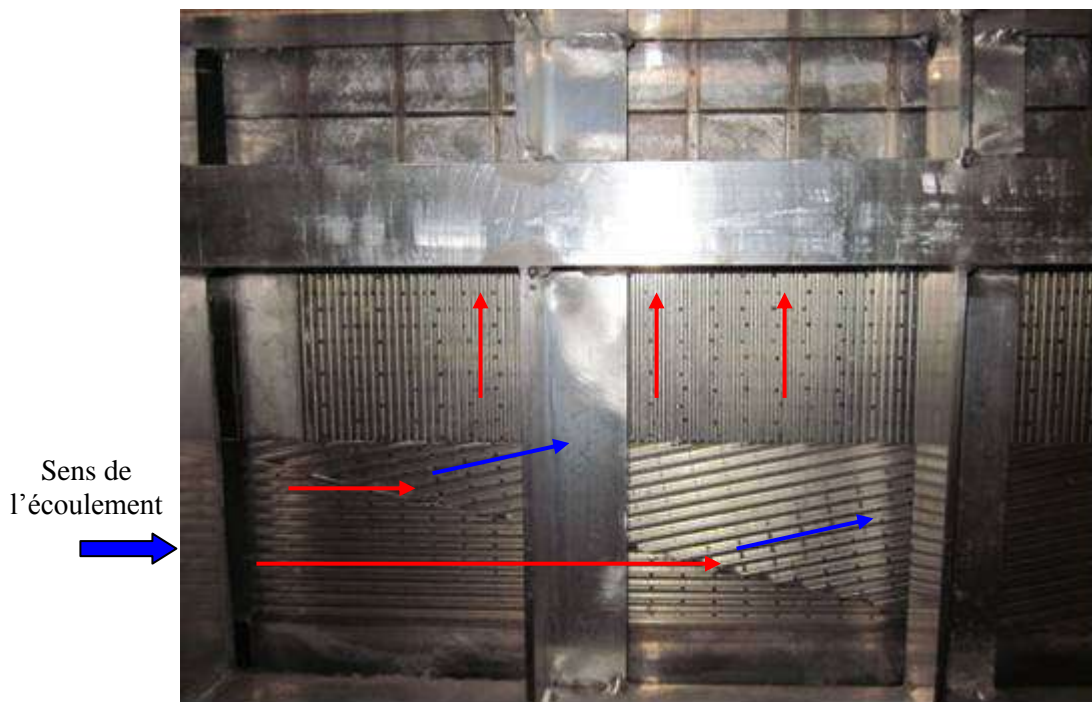


Figure 2- 4: Différents types d'alimentations

Dans l'industrie, les échangeurs de chaleur peuvent fonctionner avec l'une des trois configurations, selon les contraintes d'encombrement, de disponibilité des conduites d'alimentation (des fluides de fonctionnement) et leurs positions relatives par rapport à l'échangeur.

#### 4 Distributeur de la phase liquide

Un distributeur du fluide injecté en bas du profilé est montré sur la *Figure 2- 5*. Il comprend trois plaques d'ailettes droites perforées disposées de manière à uniformiser la distribution du fluide avant même d'entrer dans le profilé.



*Figure 2- 5: Ailettes de distribution de la phase liquide*

A l'entrée, le fluide est dirigé parallèlement à son sens horizontal d'entrée (  $\rightarrow$  ), puis il est dévié à travers des ailettes orientées d'un angle de  $15^\circ$  (  $\rightarrow$  ). Après par passage par des ailettes droites verticales, perpendiculaires à la direction d'entrée (  $\uparrow$  ), le liquide est réparti de la manière la plus uniforme possible avant d'entrer dans le profilé de distribution diphasique. Le *Tableau 2- 2* résume les caractéristiques des deux géométries d'ailettes droites perforées installées en bas du distributeur.

Tableau 2- 2 : Caractéristiques géométriques des ailettes droites de distribution

Type d'ailette	Caractéristiques:	Ailettes droites perforées	Ailettes droites perforées
$e_a$ (mm)		0.45	0.45
$h_a$ (mm)		7.13	7.13
$s_a$ (mm)		6 ondes/inch	10 ondes/inch

## 5 Profilé de distribution diphasique

La *Figure 2- 6* montre l'emplacement des différentes plaques d'ondes dans la section d'essais. Le profilé de distribution diphasique est placé au dessus des ondes droites perforées, il permet le mélange des deux phases et l'injection des deux fluides dans la zone active des ondes « serrated ».

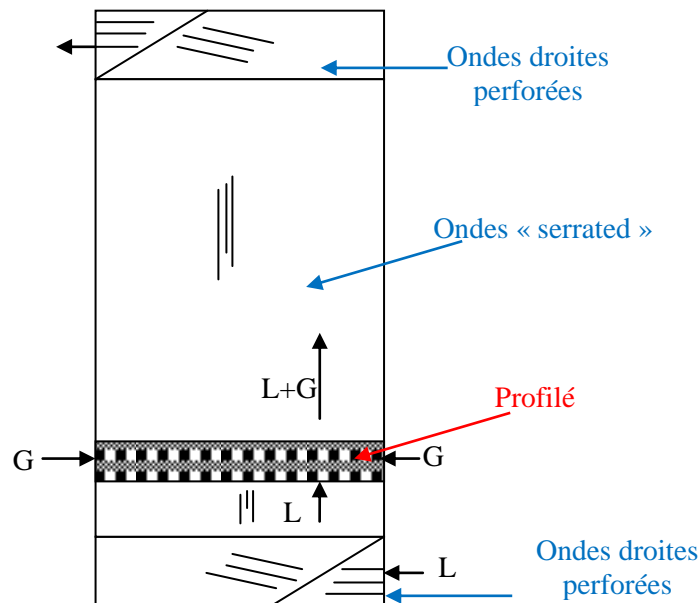
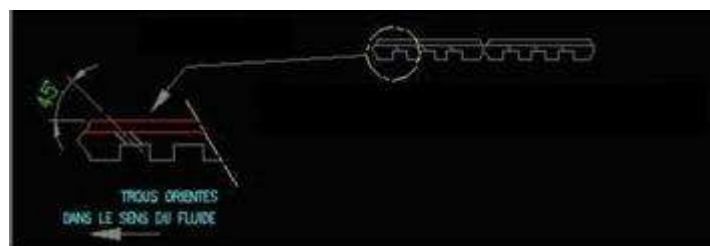


Figure 2- 6: Circulation du fluide dans un passage équipé d'un profilé d'injection diphasique

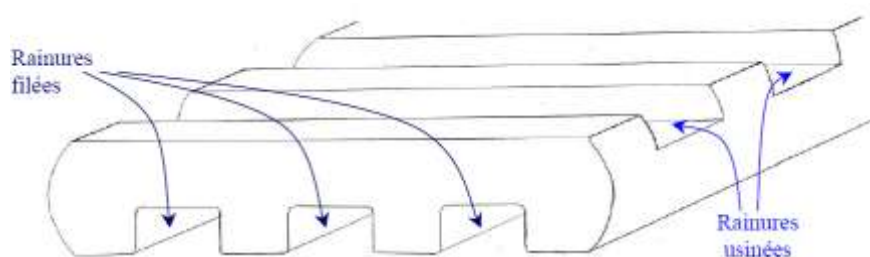
Le profilé de distribution diphasique est une barre d'aluminium de 50 mm de hauteur, de 1055 mm de largeur qui correspond à la largeur du canal d'échangeur et d'épaisseur égale à la hauteur de l'onde utilisée (7.13 mm). Cette barre est filée d'un côté pour obtenir trois rainures dans le sens de la largeur de la barre. Elle est ensuite usinée sur l'autre face pour obtenir 18 rainures dans le sens de la circulation du fluide dans le passage. Les rainures des deux faces

communiquent entre elles à l'aide de trous inclinés de 45°. Les *Figure 2- 7* et *Figure 2- 8* montrent le schéma d'un profilé.

Le nombre de rainures filées, usinées et le nombre de trous dépendent des conditions opératoires (débits liquide, gaz ou vapeur, pertes de charges).



*Figure 2- 7: Profilé vu en coupe transversale*



*Figure 2- 8: Croquis 3D du profilé*

## **6 Ailettes plates et décalées**

Les ondes « serrated » sont des minicanaux écartés ou décalés (*Figure 2- 9*). L'écartement très faible des ailettes conduit à un diamètre hydraulique très petit (2 mm environ). En conséquence, leurs performances sont très élevées, à condition toutefois que tous les problèmes liés à la distribution des fluides, notamment en mélange diphasique soient résolus. La zone active de l'échangeur est formée par une plaque d'ondes « serrated », appelées aussi ailettes décalées et se trouve au dessus du profilé diphasique.



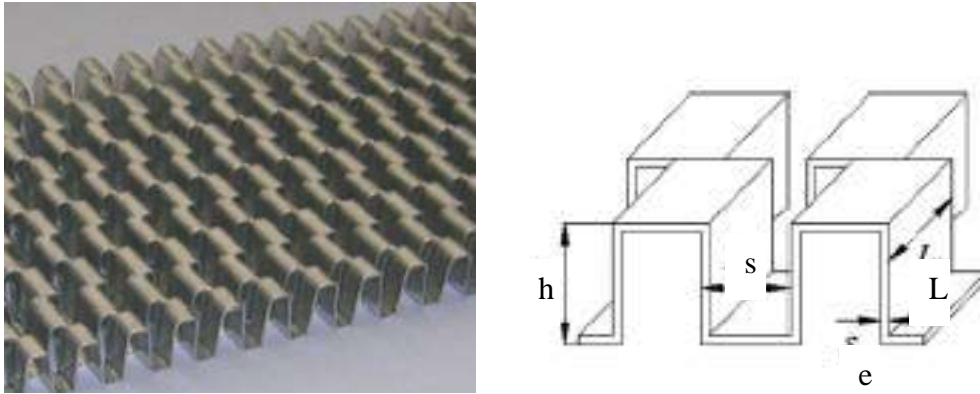


Figure 2- 9: Schéma d'une ailette décalée

La géométrie est décrite par une longueur  $l$ , une hauteur  $h$  une épaisseur  $e$  et l'espacement ou pas de serration  $s$  (Figure 2- 9) ou par les trois paramètres dimensionnels  $\alpha = \frac{s}{h}$ ,  $\delta = \frac{e}{l}$  et  $\gamma = \frac{e}{s}$  définis par Manglik et Bergles (1995). Les paramètres des ondes « serrated » de la zone active utilisés dans notre maquette sont indiqués dans le [Tableau 2- 3](#).

Tableau 2- 3 : Caractéristiques géométrique des ailettes

Caractéristiques:	Ailette décalées
e (mm)	0.2
h (mm)	7.13
s (mm)	0.77
l (mm)	3.175
Surface spécifique ( $\text{m}^2.\text{m}^{-1}$ )	0.055

## 7 Calandre

La calandre externe du canal d'échangeur est formée par deux plaques en plexiglas. L'épaisseur des plaques est de 25 mm (Figure 2- 10) pour créer de la rigidité afin de maintenir en pression et pouvoir serrer les boulons pour assurer l'étanchéité entre le plexiglas et la plaque d'aluminium intercalée. Le produit longueur  $\times$  largeur est de  $1055 \times 1347 \text{ mm}^2$  ce qui correspond aux dimensions de la zone contenant les ailettes et le distributeur.

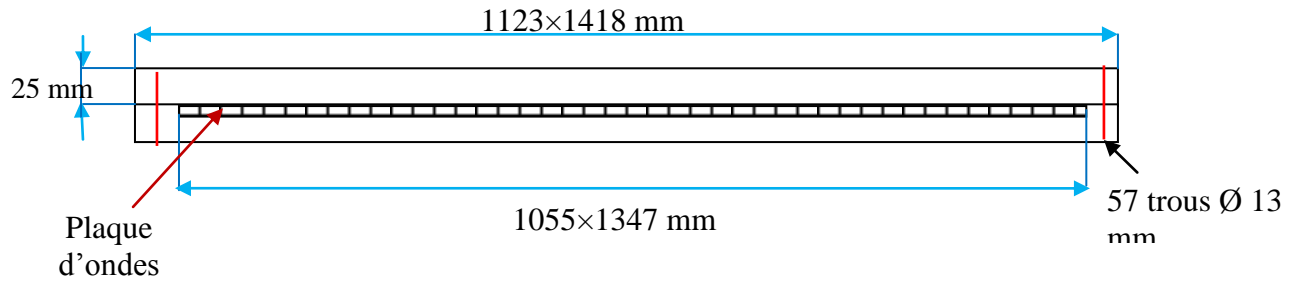


Figure 2- 10: Schéma de principe d'un couvercle

## 8 Le collecteur des deux phases

L'*annexe 2* montre le schéma de principe du collecteur. Le système de collecte et de séparation monté à la sortie du canal d'échangeur, est constitué de 7 enceintes pour séparer par gravité l'eau et l'air. Chaque enceinte est branchée à deux débitmètres d'eau et d'air pour la mesure séparée des débits des deux fluides.

La photo de gauche de l'*annexe 2* présente une vue de face du collecteur. Les trous que l'on voit sont les places des boulons de serrage. Les 7 cylindres circulaires de diamètre 50 mm soudés au collecteur sont les sorties de la phase liquide. Les 7 piquages de diamètre 20 mm sont les conduites de sortie de l'air et sont raccordés avec sept enceintes pour une deuxième séparation des phases et la mesure des débits d'air à chacune des sorties. L'image de droite représente une coupe transversale, on voit les sept zones séparées, la sortie de l'échangeur, les 36 boulons de serrages autour et les sorties d'eau.

## III. Instrumentations

### 1 Débitmètres

La boucle Five est conçue de manière à pouvoir mesurer les débits d'eau et d'air issus de chaque tronçon afin de caractériser la distribution en simple et double phase le long du canal. Pour cela, des débitmètres pour chacune des deux phases sont placés en amont de l'échangeur et à la sortie de la zone de séparation gaz-liquide.

Ces débitmètres sont répartis de la manière suivante (cf. *Tableau 2- 4*):

- un débitmètre volumique de type électromagnétique pour mesurer le débit total d'eau entrant dans la section d'essai ;
  - 7 débitmètres massiques à effet Coriolis pour mesurer les débits d'eau à la sortie issus des tronçons ;
  - un débitmètre massique à effet thermique et son régulateur pour mesurer et ajuster le débit total d'air entrant dans la section d'essai ;
  - 7 débitmètres massiques à effet thermique pour mesurer les débits d'air issus des tronçons.
- et l'eau est injectée dans le distributeur.

Le *Tableau 2- 4* suivant détaille les caractéristiques des débitmètres présents sur les dispositifs expérimentaux.

*Tableau 2- 4 : Débitmètres présents sur la maquette avec leurs emplacements et leurs caractéristiques*

Débitmètre	Emplacement	Marque	Etendue de mesure	Gamme d'étalonnage	Incertitude
Débitmètre électromagnétique	Débit d'eau entrant	ENDRESS ET HAUSER Type Promag 33F	0 à 11m <sup>3</sup> /h	0 à 11m <sup>3</sup> /h	0.033% du débit
7 débitmètres massiques à effet Coriolis	Débits d'eau sortants	-	-	-	-
Débitmètre massique à effet thermique	débit d'air entrant	-	0-36 N.m <sup>3</sup> /h	-	-
7 débitmètres massiques à effet thermiques	débits d'air sortants	BROOKS Type 5853S	0 à 60 m <sup>3</sup> /h	0 à 60 m <sup>3</sup> /h	0.67 % du débit

## **2 Capteurs de pression**

Plusieurs capteurs de pression sont installés sur la maquette Five à l'entrée des fluides et dans la zone active des ondes « serrated ». La pression absolue du réseau d'air et d'eau est

mesurée à l'aide d'un capteur de pression absolue installé dans les conduites d'entrées des deux fluides. Des capteurs de pression différentielle, de pression absolue et des capteurs rapides sont installés sur des prises de pression placées dans la zone des ondes « serrated » pour mesurer les pressions et les différences de pression entre différents niveaux de la maquette. Les capteurs de pression rapide permettent de mesurer les variations ou fluctuations de pression dans les écoulements diphasiques. Ces capteurs sont de petites tailles et il est facile de les mettre directement sur les prises de pression (*Figure 2- 11*).

Le fonctionnement d'un capteur de pression différentielle est le suivant : le fluide (gaz ou liquide) transmet les pressions à une membrane de mesure centrale par l'intermédiaire du liquide de remplissage et de membranes d'isolation extérieures. La membrane de mesure se déformant en réponse aux changements de la pression différentielle, il en résulte une variation instantanée de l'écart entre les deux circuits magnétiques fixes. Il s'ensuit une variation différentielle d'inductance transmise au module électrique qui délivre un signal de sortie de 4-20 mA à courant continu proportionnel à la pression différentielle appliquée au transmetteur. Il existe un certain nombre de cellules de mesure différentes en fonction de l'étendue d'échelle ou de la gamme de mesure utilisée.



*Figure 2- 11: Capteur de pression rapide*

Le *Tableau 2- 5* détaille les caractéristiques des capteurs de pressions présents sur le dispositif expérimental.

Tableau 2- 5 : Capteur de pressions, leurs emplacements et leurs caractéristiques

Capteur	Emplacement	Marque	Gamme de mesure	Gamme d'étalonnage	Incertitude
Capteur de pression différentielle	A l'intérieur de l'échangeur	ROSEMOUNT Type 3051	0 à 300 mbar	0 à 300 mbar	0.25%
Capteur de pression absolue rapide	A l'intérieur de l'échangeur	COLUMBIA 100-P	0 à 5000psi (340 bars) Fréquence 2 à 12000Hz	0 à 340 bars	2%

## IV. Techniques de mesures

### 1 Unité d'acquisition

Une unité d'acquisition des données (AGILENT) est utilisée pour l'enregistrement des mesures des débits et de pression et leur transfert sous forme numérique pour l'exploitation des données. Un voltmètre multiplexeur mesure et transfère ces signaux à partir des capteurs de pressions et des débitmètres à un ordinateur via une interface USB pour un suivi en temps réel et un enregistrement des mesures sur fichier Excel. La cadence d'acquisition est de 3 secondes, les mesures sont acquises sur un palier d'environ 2 minutes puis moyennées sur ce palier.

Ce système d'acquisition consiste en un seul boîtier contenant différentes voies dont le balayage est assuré par un multiplexeur polyvalent 34901A. Les voies sont divisées en deux rangées de dix voies chacune. Chaque voie peut être configurée indépendamment des autres sans avoir besoin d'un conditionnement spécifique du signal.

### 2 Dispositif expérimental pour l'étude hydrodynamique

Des mesures de pression différentielle sont réalisées sur les différents tronçons et les prises de pression sont installées sur 4 niveaux horizontaux (repérés P0, P1, P2 et P3). Leurs positions sont indiquées sur la *Figure 2- 12*. Le premier niveau est situé sous le profilé d'injection, le deuxième juste au dessus de ce profilé, le quatrième en haut de la maquette juste avant la zone de séparation liquide-gaz et le troisième à mi hauteur entre les niveaux 1 et

3. Cinq prises de pression par niveau sont installées, correspondant aux sections transversales 1, 3, 4, 5 et 7 de la maquette.

Les distances entre les différents niveaux sont :  $P0-P1=213$  mm  $P1-P2= 433$  mm et  $P2-P3=425$  mm.



Figure 2- 12: Schéma de principe de l'échangeur à plaques et ondes de la section d'essais pour le calcul des pertes de pression

### **3 Système de visualisation**

#### **3.1 Dispositif de la caméra rapide**

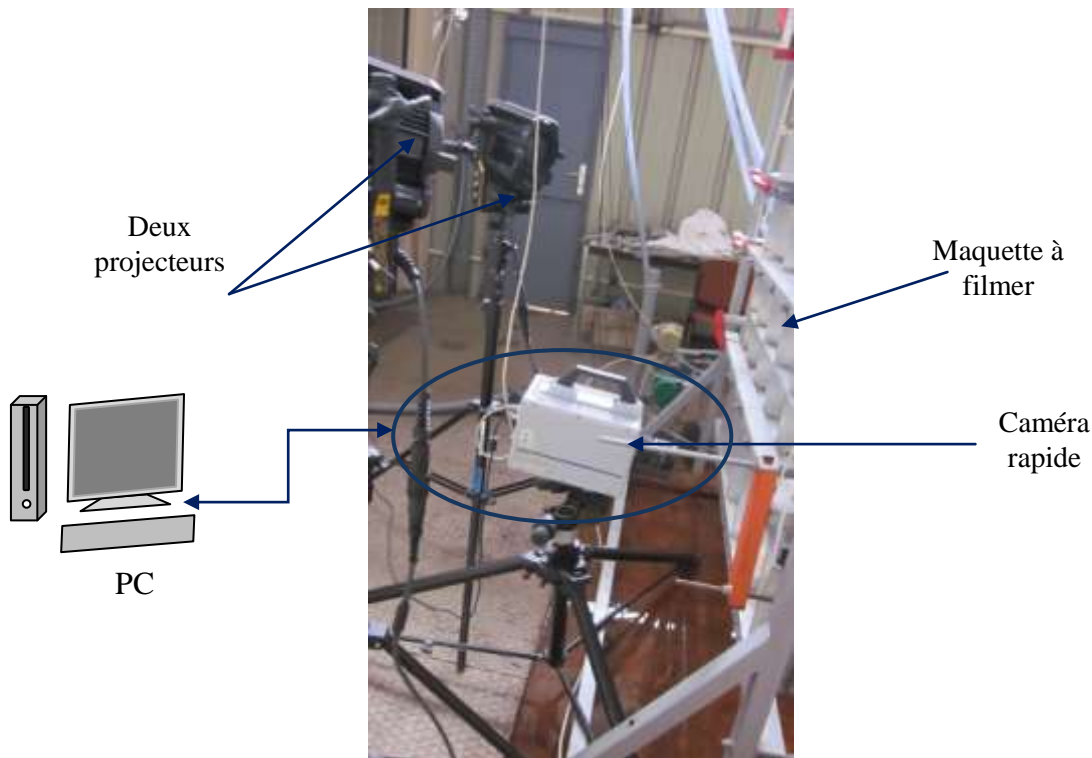
Les écoulements diphasiques sont des phénomènes complexes et rapides. Nous nous sommes intéressés à la visualisation de l'écoulement, notamment au niveau des ondes « serrated » et du profil de distribution des phases, auquel on n'a pas accès dans les échangeurs réels industriels. Pour cela, un système, constitué d'une caméra rapide de type Photron pointant sur la zone à observer d'un logiciel d'acquisition sur un PC et des projecteurs pour éclairer, est installé. La caméra rapide a permis de visualiser des phénomènes très rapides que l'on ne peut voir à l'œil nu. Le choix de l'objectif de la caméra permet de s'adapter à la distance de celle-ci par rapport à l'endroit visé.

### 3.2 Méthode d'utilisation du dispositif

Pour la prise des images ou des films, et l'obtention d'une bonne qualité, nous devons assurer un bon éclairage et une bonne estimation de la vitesse du phénomène physique à analyser pour définir la vitesse de la caméra. Ensuite pour bien analyser les films, il faut garder la même résolution surtout en passant d'une zone à une autre.

### 3.3 Positionnement sur le canal d'échangeur

La *Figure 2- 13* montre la disposition de la caméra rapide et des projecteurs sur le canal d'échangeur.



*Figure 2- 13: Schéma de principe du système de la visualisation par caméra rapide*

Nous réalisons des films sur la totalité de la calandre externe de l'échangeur et sur les deux faces, de façon à voir tous les écoulements possibles à l'intérieur des ondes « serrated » ainsi qu'au niveau du distributeur, avec une fréquence d'enregistrement de 2000 images/s et une résolution de  $1024 \times 1024$ . Le logiciel d'acquisition permet de capter, de stocker et de lire des séquences vidéo. Nous analysons par la suite les images afin de comprendre les phénomènes observés.

## **4    *Système de Traçage de la phase liquide***

Les méthodes de traçage sont utilisées pour le diagnostic des dispositifs industriels, elles sont principalement limitées à la détermination qualitative des défauts standards (encrassement, volume mort...) et la détermination de la distribution de temps de séjour (DTS) d'une phase donnée afin de caractériser l'hydrodynamique dans un échangeur à plaques et ailettes.

Les objectifs sont de déterminer les régimes d'écoulement et leurs signaux caractéristiques (par exemple : taux de vide moyen et quantité des bulles) et les différents types de défauts (ailettes encrassées...), leurs localisations et degrés.

Les difficultés principales se produisant dans l'échangeur à plaques et ondes sont l'encrassement des mincanaux (ailettes) et l'endommagement des ailettes, induisant des maldistribution des phases.

### **4.1    Choix de la méthode : Mesure de la DTS du liquide par conductimétrie.**

La mesure de la DTS par conductimétrie est basée sur l'utilisation d'un traceur dont la concentration peut être déduite d'une mesure de conductivité du milieu. Ces variations de conductivité peuvent être provoquées par la présence d'un électrolyte minéral (NaCl, KCl, LiClO<sub>4</sub>) ou plus rarement organique polaire (par exemple (C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>)<sub>4</sub>N(Br)).

Après avoir choisi le traceur, il faut régler les quantités et les concentrations des produits injectés pour que la réponse du conductimètre soit une fonction monotone ou de préférence linéaire, de la concentration mesurée. La concentration en traceur est le plus souvent faible.

#### Avantages:

- cette méthode est simple, rapide et facile à appliquer ; la réponse peut être présentée sous forme de courbes après numérisation des signaux analogiques ;
- il est facile de réaliser simultanément plusieurs mesures en des points différents du système, en plaçant des cellules de mesure dans le milieu, puisqu'elles sont de dimensions assez réduites.



**Inconvénients :**

- cette méthode est appliquée essentiellement en milieu aqueux ;
- pour avoir une réponse précise, la concentration en traceur doit être faible ce qui conduit à renouveler entre chaque expérience le milieu ;
- les réponses ne peuvent représenter que le débit qui passe dans le volume défini dans l'échangeur.

Cette méthode est d'autant plus délicate à appliquer en diphasique, surtout lorsque la phase liquide est dispersée.

#### 4.2 Mise au point de la méthodologie du traçage

Le système de mesure de la distribution des temps de séjours est placé entre la sortie de l'échangeur et le collecteur des phases, il est muni de 7 électrodes pour la mesure du signal de la DAI à chacune des 7 sorties de l'échangeur. Nous observons sur la *Figure 2- 14* le collecteur-séparateur des phases en plexiglas, et à côté on voit le système de détection à la sortie traçage qui est une plaque en plexiglas identique au pied du collecteur des phases et à la sortie de l'échangeur, de manière à superposer les sept fentes de sortie des fluides. L'injection se fait dans la conduite d'entrée du liquide, par une vanne et une seringue métallique. Le fonctionnement est toujours à la température ambiante avec une solution de NaCl comme traceur.

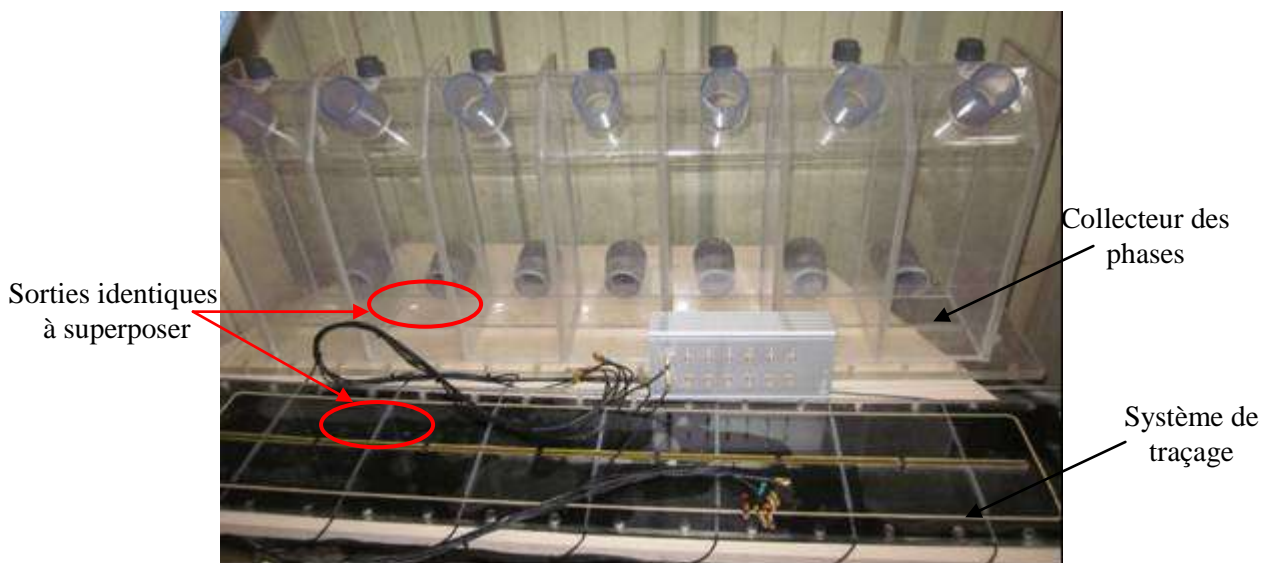
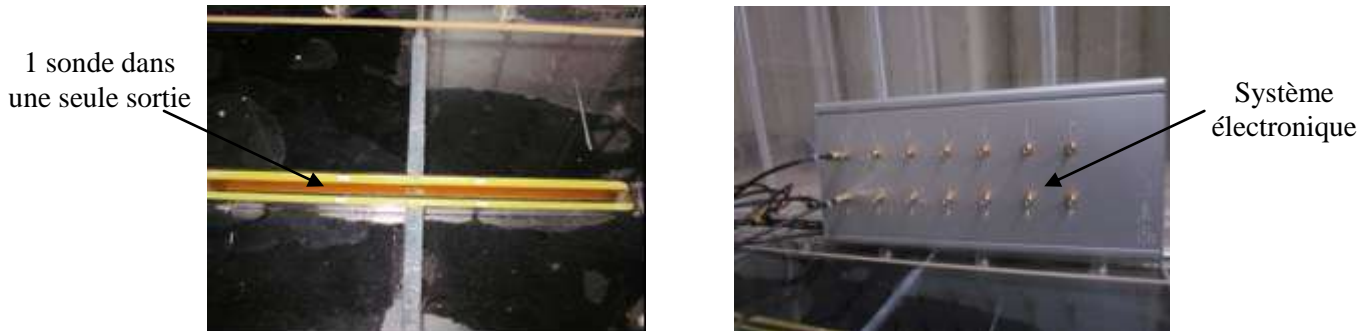


Figure 2- 14: Image de dispositif du système de traçage

La longueur d'une électrode est identique à la celle d'une sortie de l'échangeur (*Figure 2-15*). Le système électronique est mis dans un boîtier, muni de 7 entrées et 7 sorties et chaque couple d'entrée-sortie est branché à une électrode donc à une seule sortie de l'échangeur (*Figure 2-16*).



*Figure 2- 15: électrodes et système électronique*

L'injection du traceur se fait d'une seringue métallique (*figure 2-15*).



*Figure 2- 16: Seringue métallique pour injection*

## **5 Grille d'essais**

Pour chaque configuration d'écoulement, les essais suivants sont effectués :

- mesure des pertes de charges ;
- mesure de la distribution des phases ;
- mesure des distributions des temps de séjour (DTS).

## V. Calcul sur les grandeurs mesurées

### 1 Incertitudes de mesures

Pour réduire les erreurs aléatoires, les mesures sont répétées et la dispersion des mesures est prise en compte dans le calcul de l'incertitude. Pour chaque point de mesure, les grandeurs sont moyennées arithmétiquement comme suit :

$$\bar{X}_i = \frac{1}{N} \sum_{j=1}^N X_{i,j} \quad (2-1)$$

Et la dispersion des valeurs autour de cette moyenne est caractérisée par l'écart-type expérimental :

$$S_i = \sqrt{\frac{1}{N-1} \sum_{j=1}^N (X_{i,j} - \bar{X}_i)^2} = u(X_i)_{\text{mes}} \quad (2-2)$$

### 2 Incertitude d'étalonnage

L'incertitude d'étalonnage est notée par : U

Où la composante correspond à l'incertitude d'accréditation du banc d'étalonnage

La composante  $U(X_{iu})$  doit tenir compte de :

- ✓ la stabilité des indicateurs de l'appareil ;
- ✓ la fidélité de l'appareil (répétabilité) ;
- ✓ la résolution de l'appareil ;
- ✓ l'incertitude de l'appareil de lecture s'il est fourni.

### 3 Mesure d'incertitudes globales

L'incertitude finale calculée d'une manière simple correspond à la norme euclidienne de l'incertitude de mesure-type de la mesure et de l'incertitude-type d'étalonnage de l'appareil de mesure ([Tableau 2-6](#)) :

$$u_c(X_i) = \sqrt{(u_{\text{mes}})^2 + (u_{\text{justesse}})^2 + (u_{\text{résolution}})^2 + (u_{\text{dérive}})^2 + (u_{\text{stabilité}})^2} \quad (2-3)$$

Tableau 2- 6 : Les incertitudes correspondantes à chaque type de capteur

Capteur	Incertitude d'étalonnage		Incertitude de mesure
	Incertitude absolue	Incertitude relative	Maximale
Débitmètre électromagnétique	0.007 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>	0.36%	0.044 m <sup>3</sup> h
7 Débitmètres massiques	0.49 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>	0.82%	0.04 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>
Capteur de pression rapide	0.012 bar	1.05%	0.0081 bar
Capteur de pression différentielle 300mbar	0.25 mbar	0.21%	0.24 mbar
Capteur de pression différentiel 30mbar	0.01 mbar	0.12%	0.1 mbar
Débitmètres massiques Coriolis	0.23 kg.h <sup>-1</sup>	0.057%	0.28 kgh <sup>-1</sup>

## VI. Simulation numérique

### 1 Introduction

L'application d'un code de mécanique des fluides pour simuler les performances hydrauliques des ondes « serrated » est expliquée en détail dans cette partie. Le choix des méthodes de calcul telles que les modèles de turbulence et les lois de parois, est explicité. Une étude de sensibilité des calculs aux maillages a été réalisée.

### 2 Logiciel Fluent

Nous avons utilisé le code de calcul Fluent qui est un logiciel de CFD (Computational Fluid Dynamics) commercial. Il simule tous les écoulements de fluides, compressibles ou incompressibles et prend en compte des phénomènes physiques complexes tels que la turbulence, le transfert thermique, les réactions chimiques, les écoulements multiphasiques rencontrés dans les procédés industriels. Il se présente comme tous les logiciels de CFD (exemples : CFX, PHOENICS, TRIO, STARD-CD,...), par l'enchaînement d'une étape de construction d'un domaine de calcul et de son maillage (un pré-processeur Gambit), d'une étape de résolution des équations de Navier Stokes (le solveur FLUENT) et enfin d'une étape d'exploitation des résultats sous formes graphiques ou de valeurs (post-processeur).

Les équations de Navier-Stokes se présentent sous la forme d'une équation de conservation de la masse (continuité) et d'une équation de conservation de la quantité de mouvement (Equations 2-4, 2-5):

$$\operatorname{div} \rho \mathbf{U} = 0 \quad (2-4)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho \mathbf{U} + \operatorname{div} \rho \mathbf{U} \mathbf{U} = -\nabla P + \operatorname{div} \mu \nabla \mathbf{U} + \operatorname{div} \left\{ -\rho \overline{u' u'} \right\} + F \quad (2-5)$$

Avec F force de volume.

### 3 Modèles de turbulence

Le code de calcul Fluent propose différents modèles de fermeture pour prendre en compte la turbulence (*Fluent 6.2 Users Guide*) c'est-à-dire pour calculer les contraintes de Reynolds:

Ces modèles peuvent être classés par le nombre d'équations supplémentaires aux équations de Navier- Stokes nécessaires :

- Le modèle de Spalart-Allmaras (une équation supplémentaire)
- Le modèle k-ε (deux équations de transport supplémentaires de k et ε)
- Le modèle k-ω (deux équations supplémentaires de transport de k et ω)
- Le modèle des contraintes de Reynolds (RSM) avec six équations supplémentaires pour chacune des composantes de tenseur de Reynolds.
- Le modèle LES

Le modèle LES nécessite un maillage très raffiné et des temps de calcul assez importants, donc on a fait le choix d'utiliser les modèles k-ε et k-ω, couramment utilisés en génie des procédés.

#### 3.1 Modèle k- ε standard

##### 3.1.1 Modélisation de la viscosité turbulente

Dans l'équation de conservation moyennée (2-5), la turbulence apparaît sous la forme du terme  $\operatorname{div} (-\rho \overline{u' u'})$ . Les modèles de turbulence consistent à calculer de façon plus ou moins simplifiée ce terme.

Dans le modèle k- ε, il s'exprime en introduisant la viscosité turbulente. L'équation (2-5) s'écrit alors :

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho U + \text{div} \rho U U = -\nabla P + (\mu + \mu_t) \text{div} \nabla U + F \quad (2-6)$$

La relation de Prandtl-Kolmogorov permet de calculer cette viscosité en fonction de l'énergie cinétique turbulente k et de sa dissipation ε :

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (2-7)$$

La «viscosité turbulente»  $\mu_t$  a été introduite par Boussinesq pour exprimer les contraintes turbulentes en fonction du tenseur du taux de déformation:

$$-\overline{\rho u_i u_j} = 2\mu_t E_{ij} - \frac{2}{3} \rho k \delta_{ij} \quad (2-8)$$

### 3.1.2 Equations de transport

Le modèle semi empirique k- ε est donc basé sur la résolution de deux équations de transport des deux variables : l'énergie cinétique de turbulence k et son taux de dissipation ε. Le modèle de turbulence utilisé est le modèle k- ε standard (*Lauder and Spalding 1974*) :

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho k + \text{div} \rho U k = \text{div} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon \quad (2-9)$$

Ou  $G_k$  représente la génération d'énergie cinétique turbulente par les gradients de la vitesse moyenne,

$G_b$  est la génération d'énergie cinétique turbulente par les forces de volumes.

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho \varepsilon + \text{div} \rho U \varepsilon = \text{div} \left\{ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} \right\} \quad (2-10)$$

### 3.1.3 Les constantes du modèle

L'intérêt principal du modèle k-ε est de ne présenter qu'un nombre limité de constantes dont les valeurs ne changent que très peu en fonction des cas à traiter. Les valeurs suivantes sont données par défaut par Fluent:

$$C_{\mu}=0.09, \sigma_k=1.00, \sigma_{\varepsilon}=1.30, C_{1\varepsilon}=1.44, C_{2\varepsilon}=1.92$$

## 3.2 Modèle k- ω SST (Shear Stress transport)

Le modèle SST ou transport des contraintes de cisaillement turbulentes a été développé par *Menter (1994)*, il est dérivé du modèle k-ω Standard fondé sur le modèle de *Wilcox (1998)*. Sa structure est proche de celle du modèle k-ε. Ce modèle fait aussi intervenir deux équations de transport : une pour l'énergie cinétique turbulente et l'autre pour le taux de dissipation spécifique. Ce modèle combine la robustesse et la précision de la formulation du modèle k-ω dans la région proche de la paroi avec les avantages du modèle k-ε pour les écoulements libres loin de la paroi. La production de k est définie de la même manière que celle du modèle k-ω standard mais la seule différence réside dans le terme de production de ω. Cette différence apparaît dans l'évaluation du terme  $\alpha_{\infty}$  qui est constant pour le modèle k- ω standard et calculé par une corrélation pour le modèle k- ω SST.

### 3.2.1 Equations de transport

Le modèle k-ω SST a une forme semblable au modèle k-ω standard :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k U_i) = \frac{\partial}{\partial x_j}[\Gamma_k \frac{\partial k}{\partial x_j}] + G_k - Y_k \quad (2-11)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \omega) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \omega U_i) = \frac{\partial}{\partial x_j}[\Gamma_{\omega} \frac{\partial \omega}{\partial x_j}] + G_{\omega} - Y_{\omega} + D_w \quad (2-12)$$

Où  $G_k$  représente la génération d'énergie cinétique turbulente par les gradients de la vitesse moyenne

$G_{\omega}$  représente la génération de ω et

$\Gamma_k$  et  $\Gamma_{\omega}$  sont les coefficients de diffusion effective.

$Y_k$  et  $Y_{\omega}$  sont les dissipations de k et de ω dues à la turbulence.

### 3.2.2 Modélisation de la diffusivité effective

Les diffusivités effectives pour le modèle SST sont données par ;

$$\Gamma_k = \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \quad (2-13)$$

$$\Gamma_\omega = \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\omega} \quad (2-14)$$

$$\text{Où } \sigma_k = \left[ \frac{1}{F_1 / \sigma_{k,1} + (1-F_1) / \sigma_{k,2}} \right]$$

$$\sigma_\omega = \left[ \frac{1}{F_1 / \sigma_{\omega,1} + (1-F_1) / \sigma_{\omega,2}} \right]$$

$\sigma_k$  et  $\sigma_\omega$  sont les nombres de Prandtl pour  $k$  et  $\omega$  respectivement, et  $\mu_t$  est la viscosité turbulente.

### 3.2.3 Modélisation de la dissipation de turbulence

La viscosité turbulente est estimée comme suit :

$$\mu_t = \frac{\rho k}{\omega} \frac{1}{\max\left[\frac{1}{\alpha^*}, \frac{SF_2}{\alpha_1 \omega}\right]} \quad (2-15)$$

Et les fonctions  $F_1$  et  $F_2$  sont données par les relations suivantes :

$$F_1 = \tanh(\Phi_1^4)$$

$$\Phi_1 = \min\left[\max\left(\frac{\sqrt{k}}{0.09\omega y}, \frac{500\mu}{\rho y^2 \omega}\right), \frac{4\rho k}{\sigma_{\omega,2} D_\omega^+ y^2}\right]$$

$$D_\omega^+ = \max\left[2\rho \frac{1}{\sigma_{\omega,2}} \frac{1}{\omega} \frac{\partial k}{\partial x_j} \frac{\partial \omega}{\partial x_j}, 10^{-10}\right]$$

$$F_2 = \tanh(\Phi_2^2)$$

$$\Phi_2 = \max\left[2 \frac{\sqrt{k}}{0.09\omega y}, \frac{500\mu}{\rho y^2 \omega}\right]$$



Où  $y$  est la distance à la surface suivante et  $D_w^+$  la portion positive du terme de la diffusivité croisée.

### 3.3 Traitement de la région proche de la paroi

Proche des parois, les effets visqueux ne sont pas négligeables et la modélisation basée sur le nombre de Reynolds turbulent n'est plus valable. Pour cela, on utilise des modèles d'intégration connectant l'écoulement principal proche de la paroi et les conditions à la paroi. Ces modèles ont été proposés par *Launder et Spalding (1974)*. La loi communément appelée «loi de paroi» ( $u^+=f(y^+)$ ) est principalement basée sur l'hypothèse de la constance de la contrainte de cisaillement dans la région proche de la paroi. Cette loi permet de prendre en compte les effets de la présence de la couche limite sans la calculer en détail.

La modélisation de l'écoulement proche de la paroi s'appuie sur des écoulements turbulents pariétaux cisailés simples. Afin de définir les zones de répartition des vitesses dans les différentes couches, on utilise les paramètres adimensionnels suivant :

$$y^+ = \frac{\rho y u_\tau}{\mu} \quad (2-16)$$

$$u^+ = \frac{u}{u_\tau} \quad (2-17)$$

avec  $u_\tau = \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho}}$

Où  $\tau_w$  est le taux de cisaillement à la paroi.

On peut distinguer trois zones de la couche limite turbulente proche d'une paroi lisse :

- ✚ une première couche où la viscosité du fluide domine la viscosité turbulente : la sous-couche visqueuse. Le profil de vitesse est linéaire :  $u^+=y^+$  et la sous-couche s'étend jusqu'à une épaisseur de  $y^+=5$  ;
- ✚ une couche intermédiaire appelée zone tampon où la viscosité du fluide et la viscosité turbulente sont proches ;

- ✚ Une couche externe où la viscosité turbulente est prépondérante, appelée sous-couche logarithmique, où le profil de vitesse est logarithmique et donné par la relation suivante :  $u^+ = \frac{1}{k} \ln(Ey^+)$ .

E et k sont les constantes de Von Karman et ont des valeurs fixes : E=0.9, k=0.4.

Cette couche est supposée apparaître pour  $y^+ > 50$ .

Dans les « ondes serrated », les perturbations de l'écoulement sont toujours proches de la paroi. A côté des parois, les effets visqueux et turbulents coexistent. Pour traiter cet effet, nous avons choisi la loi de paroi « Enhanced Wall Treatment » et un maillage adapté à cette loi avec des valeurs de  $y^+$  inférieurs à 5.

#### **4 Critère de convergence**

A chaque itération, Fluent permet de juger de l'état de la convergence par le biais du calcul des résidus  $R_\phi$  pour chaque équation.

Ces résidus nous renseignent sur le degré de déséquilibre de l'équation associée à chaque variable sur toutes les mailles du domaine. La convergence est déterminée à partir de ces résidus. Il est conseillé d'examiner d'une part les résidus ainsi que leur évolution et d'autre part, les valeurs des quantités calculées. Le choix adéquat des conditions initiales permet d'atteindre une convergence accélérée.

### **Conclusion**

Ce chapitre a permis de présenter tout le matériel et les techniques expérimentales utilisés dans les travaux de ce mémoire ainsi que les différents moyens et méthodes numériques.

Le dispositif expérimental permet :

- la mesure des pertes de charges engendrées par les ondes « serrated » ;
- la détermination de la distribution des phases ;
- la visualisation des régimes et des instabilités d'écoulement ;
- la mesure de la distribution des temps de séjours ;
- le calcul du taux de vide.

Les simulations numériques permettent la caractérisation des pertes de charges en simple phase dans les ondes « serrated » et pour déterminer le fonctionnement du distributeur.

Les résultats expérimentaux et numériques de pertes de charge et de la distribution des phases seront présentés dans le chapitre suivant, dans le but, notamment, de l'amélioration de la distribution diphasique dans les échangeurs compacts afin de permettre l'optimisation du dimensionnement de ces échangeurs.

## Références

- Baudoin, G., Bercher J.-F., Novembre 2001. Transformée de fourrier discrète. École Supérieure d'Ingénieurs en Électrotechnique et Électronique– version 0.1.
- Desrats., C, 2006. Etude expérimentale de l'ébullition convective d'hydrocarbures dans les échangeurs à plaques et ailettes - Analyse des écoulements et des transferts de chaleur par une approche locale", Thèse de l'université de Provence Aix-Marseille.
- Fluent Inc., Fluent 6.2 User's Guide, Fluent Inc., Lebanon, USA, 2005.
- Lauder, B. E., Spalding, D. B. 1974. The Numerical Computation of Turbulent Flows. Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering, 3:269-289.
- Menter, F. R., 1994. Two-Equation Eddy-Viscosity Turbulence Models for Engineering Applications. AIAA Journal, 32(8):1598-1605.
- Sandra C.K. De Schepper, Geraldine J. Heynderickx , Guy B., 2008, Marin CFD modeling of all gas–liquid and vapor–liquid flow regimes predicted by the Baker chart Chemical Engineering Journal 138 349–357.
- Taitel, Y., Bornea, D., Duckler, A.E., 1980. Modelling flow pattern transitions for steady upward gas–liquid flow in vertical tubes, AIChE J. 26 (3), 345–354.
- Wilcox, D. C., 1998. Turbulence Modelling for CFD. DCW Industries, Inc., La Canada, California.

---

## CHAPITRE 3 : REGIMES ET INSTABILITES D'ÉCOULEMENTS

---

Ce chapitre porte sur l'étude des régimes d'écoulement, des fluctuations de pression et des instabilités d'écoulement en conditions adiabatiques dans nos minicanaux d'ondes « serrated » de diamètre hydraulique 1,394 mm. Les fluctuations de pression sont déterminées et l'analyse du signal est effectuée pour en extraire des fréquences et des amplitudes caractéristiques. Ces fluctuations sont accompagnées de mouvements oscillatoires des régimes d'écoulements observés à l'aide de la caméra rapide. Ce type d'instabilités d'écoulement diphasique est apparu dans les systèmes avec transfert de chaleur et a été observé lorsque le diamètre du canal hydraulique est très faible. Nos résultats sur l'écoulement en l'absence de transfert de chaleur montrent qu'il existe également des instabilités d'écoulement diphasique, corrélées aux fluctuations de pression locale.

**Mots clés :** régimes d'écoulement, carte d'écoulement, instabilités



## Introduction

Les écoulements diphasiques liquide-gaz sont rencontrés dans plusieurs procédés industriels avec ou sans changement de phase. Lorsqu'on étudie les écoulements diphasiques, on observe une grande diversité de configurations possibles d'écoulement. Une première approche consiste à définir et classer ces différentes configurations d'écoulement ou régime d'écoulement. Un écoulement diphasique est rarement établi au sens de la stabilité des profils des vitesses et de températures, il est discontinu à la fois spatialement et temporellement. Ces régimes d'écoulement ont un effet sur les pertes de charges diphasiques, la stabilité ou les instabilités du système, les échanges des quantités de mouvement, de masse et de chaleur au cours du processus de changement de phase.

La première partie du chapitre décrit les régimes d'écoulement rencontrés dans un canal droit et décrits dans la littérature, l'effet des propriétés physiques sur les transitions entre régimes, ainsi que l'intérêt de notre étude en adiabatique pour la prédiction des comportements en changement de phase. Dans une deuxième partie nous présentons les résultats expérimentaux obtenus sur l'installation pour visualiser l'écoulement simultanément avec des mesures de pression, pour identifier les régimes d'écoulement et mettre en évidence les phénomènes d'instabilités d'écoulement diphasique qui peuvent apparaître.

## I. Régimes et carte d'écoulement

### 1 Bibliographie sur les écoulements diphasiques

#### 1.1 Régimes d'écoulements dans un canal vertical

Dans le contexte de ce travail, on s'intéresse plus particulièrement à un écoulement vertical en conditions adiabatiques dont les régimes d'écoulements possibles sont présentés sur la *Figure 3-1*.

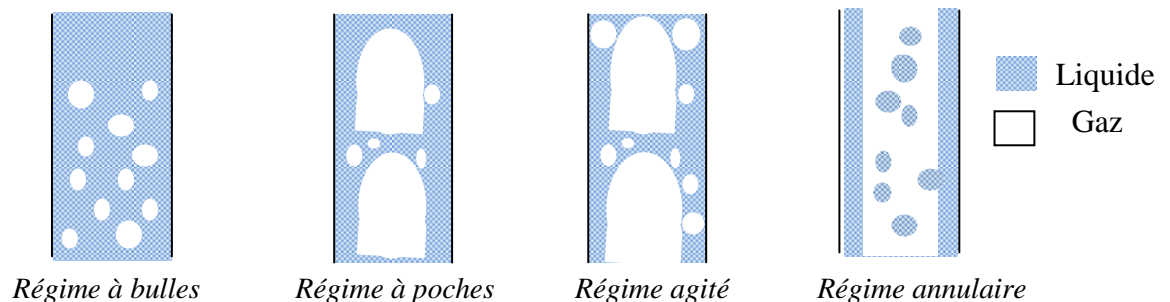


Figure 3-1: Représentation schématique des régimes d'écoulement dans un canal vertical

Lorsque le débit de gaz est faible, des bulles sphériques sont dispersées dans le liquide (régime à bulles) et se forment en premier. En augmentant le débit du gaz, certaines bulles coalescent et produisent de plus grosses bulles allongées suivant la direction de l'écoulement ou bien une alternance de bouchons de liquide ou de poches de gaz (régime à bouchons ou à poches). Lorsque le débit de gaz augmente encore, les forces de gravité deviennent négligeables devant les forces d'inertie et le liquide forme un film annulaire autour de l'écoulement de gaz (régime annulaire). Lorsque les débits de gaz et de liquide sont très élevés, on observe un régime caractérisé par une présence simultanée de bulles de différents diamètres, de poches de gaz avec un film liquide sur la paroi et cet écoulement tend vers un régime annulaire quand les poches s'allongent (régime agité).

Plusieurs paramètres influent sur les régimes d'écoulement, parmi lesquels on peut citer :

- les débits massiques de chaque phase ;
- la pression ;
- les masses volumiques et les viscosités de chaque phase ;
- la tension interfaciale et la présence éventuelle d'agents tensio-actifs ;
- la mouillabilité des parois (parois mouillantes et non mouillantes) ;
- la géométrie des parois ;
- le sens de l'écoulement (ascendant, descendant, co-courant, contre-courant).

On peut représenter les domaines d'existence de ces régimes sur des cartes d'écoulement en fonction de ces différents paramètres. Les plus utilisés sont les vitesses des phases liquide et gazeuse. Plusieurs cartes ont été établies par différents auteurs dans des conditions opératoires différentes. La *Figure 3- 2*, représente la carte de *Taitel et Duckler (1980)* pour les écoulements diphasiques adiabatiques eau/air en tubes cylindriques.



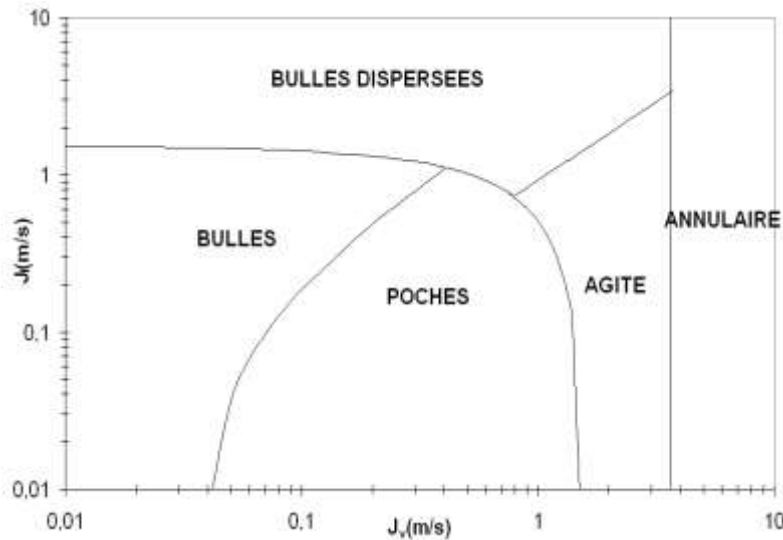


Figure 3- 2 : Carte de Taitel et Duckler (1980)

## 1.2 Effet des propriétés physiques des fluides sur les transitions entre régimes

Les tensions superficielles, les densités du gaz et du liquide, et les viscosités influent sur les transitions entre les régimes d'écoulement. Les propriétés de deux mélanges de fluides différents sont données dans le [Tableau 2- 1](#).

Tableau 3- 1 : Propriétés des fluides : air-eau et R-134a et sa vapeur

Propriétés	Air-eau (25°C et 1bar)	R-134a (45°C)
$\sigma$ (N/m)	$72.1 \cdot 10^{-3}$	$5.50 \cdot 10^{-3}$
$\rho_g$ (kg/m <sup>3</sup> )	1.17	57.66
$\rho_l$ (kg/m <sup>3</sup> )	997.1	1125
$\mu_g$ (N-s/m <sup>2</sup> )	$1.87 \cdot 10^{-5}$	$1.29 \cdot 10^{-5}$
$\mu_l$ (N-s/m <sup>2</sup> )	$8.90 \cdot 10^{-4}$	$1.51 \cdot 10^{-4}$

Pour illustrer l'effet de ces propriétés sur les transitions, la [Figure 3- 3](#) compare les transitions air-eau et du R-134A pour un même tube de 4 mm de diamètre. Cette carte d'écoulement est une représentation en fonction des vitesses et des titres massiques respectifs des deux mélanges.

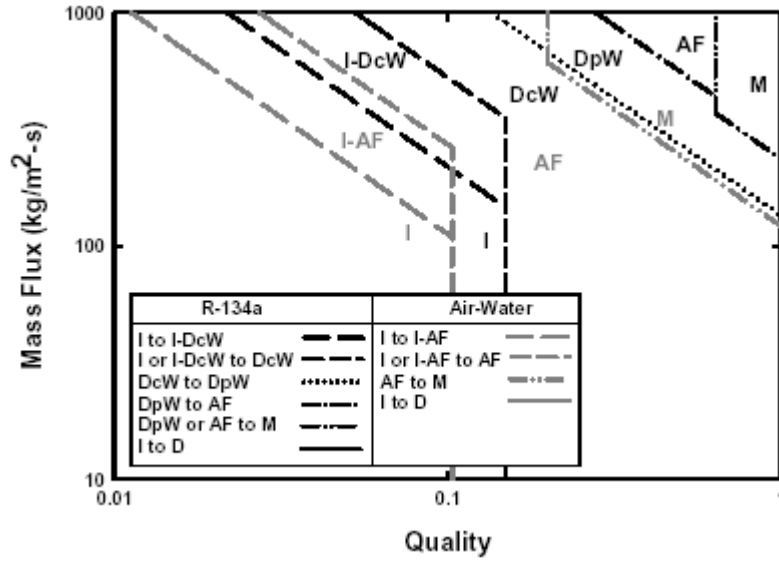


Figure 3- 3 : Effet des propriétés des fluides sur les transitions air-eau et R-134a

*I*-intermittent *DcW*- vagues discrètes, *DpW*- vagues dispersées, *AF*- film annulaire, *M*-agité, *D*-dispersé

On remarque d'après la [Figure 3- 3](#) l'absence du régime à vagues dans le cas air-eau. Cela est dû à la grande tension de l'interface air-eau par rapport à celle du R-134a. La tension interfaciale due à la force de gravité (nombre de Bond) pour le cas air-eau dans un tube de 4 mm de diamètre atteint sa valeur critique, et le régime à poche et bouchon passe en régime annulaire. L'air a une densité faible par rapport à celle de la vapeur de R-134a. Pour cette raison, la force d'inertie du gaz ( $=G^2x^2/\rho G$ ) dans le diagramme air-eau est très importante par rapport à celui de R-134a pour un même flux massique. Pour la transition vers l'écoulement dispersé, la grande force d'inertie du mélange air-eau entraîne une transition vers ce régime pour des flux massiques faibles. La grande tension de surface du mélange air-eau tend à stabiliser le film liquide et favorise la formation du régime dispersé. Dans le cas du mélange eau-air, la différence de masse volumique entre le gaz et le liquide et l'effet de la tension superficielle détruisent les poches et bouchons aux flux massiques faibles. Dans le cas du R-134a, la différence de masse volumique est beaucoup moins importante, de ce fait, la transition entre intermittent et annulaire du mélange air-eau, pour les bas flux massiques, est parallèle à la transition intermittent vagues du R-134a.

### 1.3 Caractéristiques de l'écoulement diphasique avec échange de chaleur

La [Figure 3- 4](#) montre les configurations obtenues lors d'un écoulement liquide vapeur en conduite verticale chauffée par les parois.

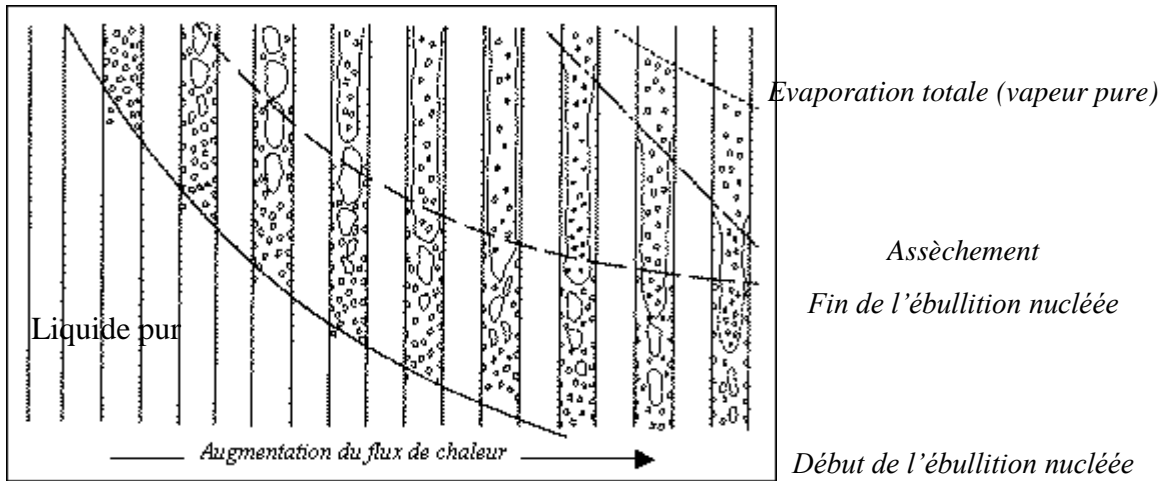


Figure 3- 4 : Écoulement vertical de liquide à débit constant dans une conduite chauffée (Hewitt & al. 1970)

Les régimes observés dépendent essentiellement du flux de chaleur imposé au niveau de la paroi. Quand le flux de chaleur augmente, la vapeur apparaît de plus en plus près de l'entrée de la conduite. On désigne par zone d'ébullition nucléée la région de la conduite où les bulles se forment à la paroi et se recondensent au centre du canal, là où le liquide n'a pas encore atteint la température de saturation. Quand le liquide se trouve à la saturation, on observe un écoulement à poches de vapeur, avec un film liquide en paroi. Lorsque tout le liquide en paroi a disparu (assèchement) on obtient un écoulement de vapeur avec le liquide dispersé sous forme de gouttelettes : ce régime dispersé se rencontre rarement dans les écoulements sans changement de phase car il reste toujours un film mouillant sur la paroi.

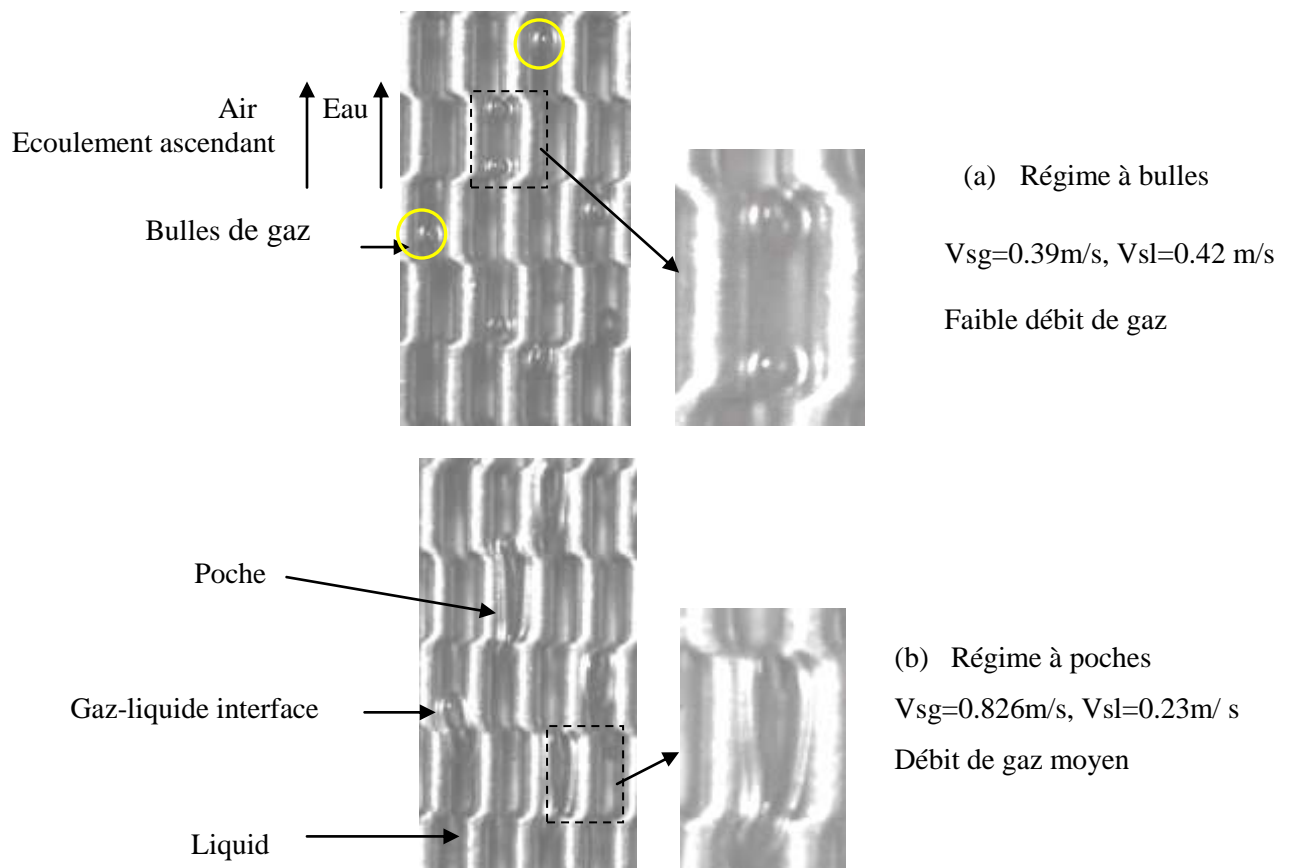
On observe l'apparition successive des régimes d'écoulement décrits précédemment, depuis le régime à bulles jusqu'à l'écoulement dispersé.

Ainsi dans un échangeur où il y a changement de phase, les régimes d'écoulement coexistent le long du canal d'échange en fonction du flux de chaleur échangé. Pour mesurer quantitativement les conditions précises de transition entre les régimes, on peut utiliser la visualisation des écoulements et la mesure simultanée des paramètres (températures, pression, vitesse des phases). On pourra donc établir une carte de régimes d'écoulement en adiabatique, qui pourra ensuite servir pour les écoulements avec échange de chaleur.

## 2 Résultats et discussions

### 2.1 Régimes d'écoulement

Les observations avec une caméra rapide permettent de visualiser les différents régimes d'écoulement dans les ondes « serrated ». Ce système de visualisation a été décrit dans le paragraphe 2-5 du chapitre 2. La caractérisation porte sur les trois grands types d'écoulements qui ont été observés : les bulles, les poches et le régime agité. Ils sont illustrés sur la [Figure 3-5](#).



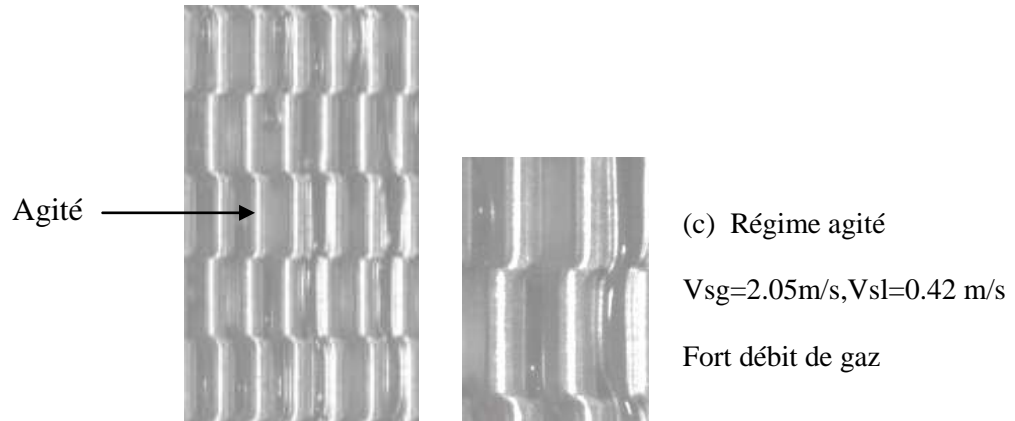


Figure 3- 5 : Régimes d'écoulement

## 2.2 Carte et régimes d'écoulement

Les différentes valeurs expérimentales caractérisant les régimes d'écoulement sont comparées sur la *Figure 3- 6* ci-dessous avec :

- la carte d'écoulement expérimentale en changement de phase établie par *Desrats (2006)* pour du butane liquide et sa vapeur dans la même géométrie d'ondes « serrated » pour  $D_h=1.4$  mm ;
- la carte d'écoulement semi-analytique établie par *Taitel et Duckler (1980)* pour les écoulements diphasiques adiabatiques eau/air en tubes cylindrique de diamètre  $20 \text{ mm} < D < 80 \text{ mm}$  ;
- la carte de *Triplett et al. (1999)*, qui ont déterminé les régimes d'écoulements dans des canaux circulaires (1.097 mm de diamètre) en utilisant le mélange eau-air.

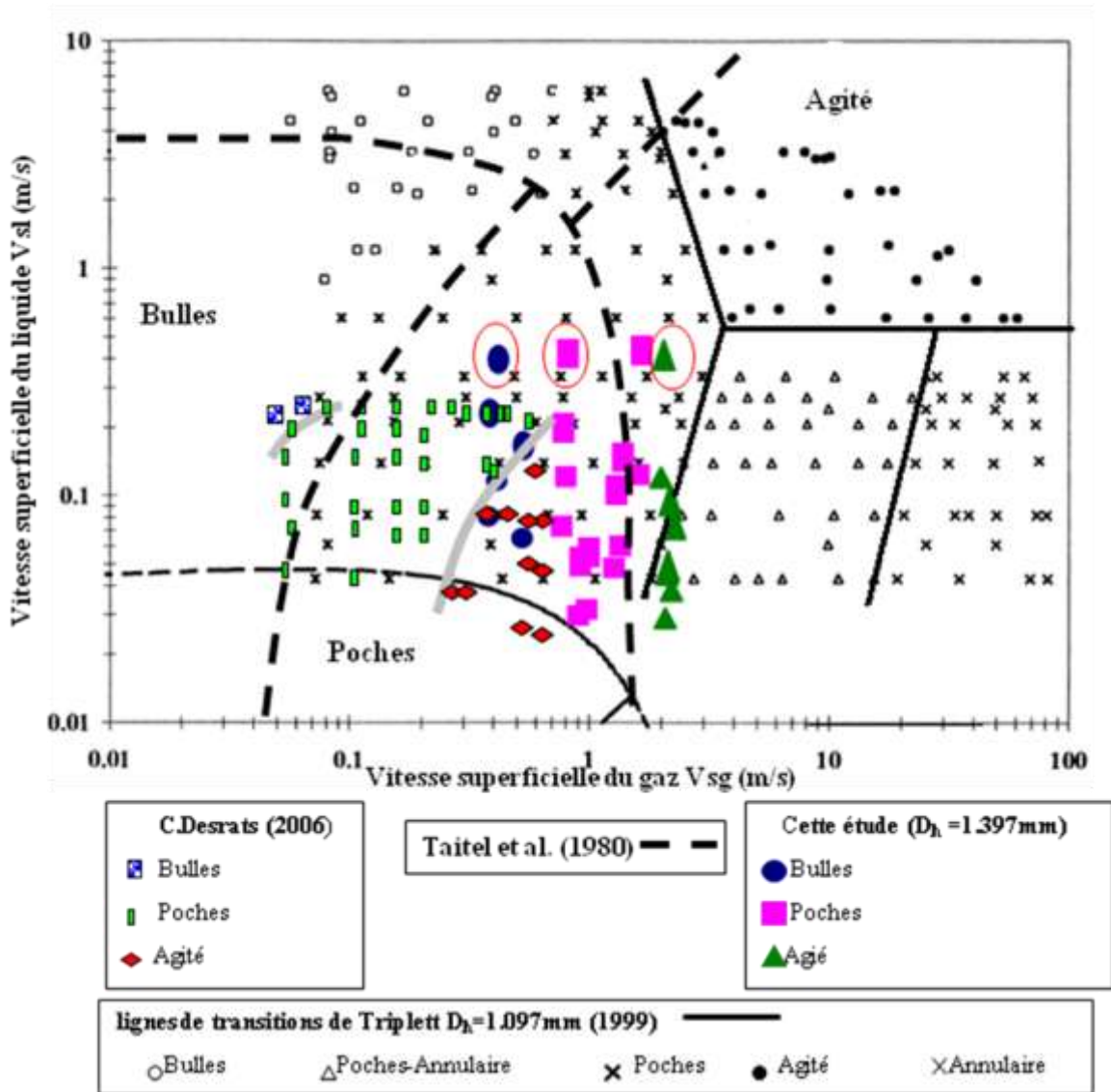


Figure 3- 6: Situation des points expérimentaux sur la carte de Desrats (2006) et les transitions de Taitel et Duckler (1980) pour des écoulements adiabatiques eau/air

Taitel et Duckler (1980) distinguent les régimes à bulles, à poches, agité et annulaire et suggèrent des équations théoriques de transitions entre les régimes. Il est important de se référer à l'article original de Taitel et al. (1980) pour utiliser correctement les définitions topologiques des écoulements adaptés par les auteurs.

La transition des régimes poches/agité pour nos ondes « serrated » est identique à celle de Taitel et al. (1980). La transition du régime à bulles vers les poches est apparue à des vitesses superficielles du gaz plus importantes que la ligne de transition de Taitel et al. Ceci peut être expliqué par la faible largeur de nos minicanaux ( $l = 770\mu\text{m}$ ). On constate que les transitions

de *Desrats (2006)* interviennent pour des vitesses apparentes de la phase vapeur plus faibles. Ainsi, la transition déterminée entre l'écoulement à poches et bouchons et le régime annulaire de *Desrats* se trouve plutôt dans la zone des transitions entre régimes à poches et bouchons et agité de *Taitel et Duckler*. Ces écarts marquants peuvent venir du confinement de l'écoulement dans l'étude de *Desrats*, du changement de phase ou encore des propriétés physiques du fluide, qui sont différents de celles de *Taitel et Duckler*. Les transitions entre les régimes bulles, poches et agités de *Desrats* apparaissent pour des vitesses superficielles du gaz plus faibles par comparaison à nos points expérimentaux. Ce résultat est dû aux différences de propriétés des liquides et au mécanisme d'ébullition. La transition d'écoulement poches-agité de la présente étude est obtenue pour les mêmes conditions que la transition agité-annulaire de *Triplett et al.*

A conditions opératoires fixées (débits liquide et gaz en entrée de la section d'essais), on peut observer différentes distributions du gaz et du liquide à travers les différents tronçons de la section d'essai à cause de la non uniformité de la distribution des débits. Par exemple, les trois régimes d'écoulement peuvent être observés dans différentes zones de la maquette pour les trois conditions opératoires indiquées par des cercles rouges dans *Figure 3- 6*. Ceci confirme la complexité des écoulements rencontrés dans un échangeur de grande taille (plusieurs dizaines de minicanaux en parallèles) par rapport à un canal simple. L'étude des pertes de charges et de la distribution des phases soit donc porter sur toute la gamme des régimes d'écoulement.

## II. Instabilités d'écoulements

### 1 Introduction

Les conditions opératoires pour lesquelles des oscillations de l'écoulement apparaissent doivent être bien identifiées pour plusieurs raisons :

- premièrement, ces oscillations peuvent causer des vibrations indésirables des composants du système. Cela peut conduire à la fatigue rapide des structures des appareils ;
- deuxièmement, les oscillations de l'écoulement rendent le système instable, par exemple dans les refroidissements du cœur des réacteurs nucléaires, où l'apparition de vapeur dans certains canaux peut conduire à la destruction des éléments combustibles ;

- troisièmement, ces instabilités peuvent influencer sur les caractéristiques locales de transfert de chaleur et de pertes de charges, même si cela peut éventuellement être de manière positive (intensification des transferts de chaleur).

Durant l'étape de visualisation des régimes d'écoulement, nous avons observé un mouvement d'oscillation des bulles. Ces observations, inattendues dans des conditions adiabatiques, ont été étudiées en couplant l'analyse des fluctuations de pression et la visualisation de l'écoulement. L'objectif est d'acquérir une meilleure connaissance des conditions aux limites qui influent sur l'écoulement diphasique dans des microcanaux.

## **2 Bibliographie sur les instabilités d'écoulement**

Les instabilités d'écoulement ont été étudiées par de nombreux auteurs, nous nous intéresseront spécifiquement aux minicanaux et aux écoulements en ébullition (*Barber et al (2009)*, *Guodong (2008)*) pour lesquels ces effets ont déjà été observés. *Bogojevic et al (2009)* ont étudié expérimentalement l'instabilité d'écoulement dans un système de 40 microcanaux rectangulaires en parallèles avec un diamètre hydraulique de 194  $\mu\text{m}$ . Ils ont décrit deux types d'instabilités d'écoulement diphasique en ébullition, l'un de forte amplitude et de basse fréquence et l'autre de faible amplitude et de fréquence élevée. Ces deux types d'instabilités ont été également rapportés par *Guodong (2008)* dans un dispositif expérimental d'une longueur de 30 mm et un diamètre hydraulique de 186  $\mu\text{m}$ .

*Brutin et al. (2003)* ont étudié expérimentalement l'instabilité d'écoulement dans le cas d'ébullition convective en chauffant la face arrière d'un micro canal rectangulaire de diamètre hydraulique 889  $\mu\text{m}$  où circule du n-pentane. Ils ont défini un critère de stabilité tel que les amplitudes de fluctuations soient inférieures à 1kPa et en l'absence des fréquences caractéristiques. Ils ont défini un diagramme de stabilité en fonction du flux massique et du flux de chaleur.

*Wu et al. (2006)* ont identifié des instabilités d'écoulements dans une géométrie trapézoïdale formée de 8 minicanaux de 72.7  $\mu\text{m}$  de 60 mm de long (*Figure 3- 7*). Ces canaux où circule de l'eau dégazée sont chauffés par-dessous.



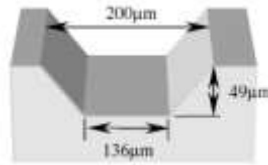


Figure 3- 7 : géométrie trapézoïdale de Wu et al. (2006)

Ils ont montré l'existence de trois régimes : OFI (Onset of Flow Instability), LTAF (Liquid/two-phase alternating flow), et LTVAF (Liquid/two-phase/vapor alternating flow). Le régime OFI est caractérisé par des oscillations à faibles amplitudes et des faibles périodes (haute fréquence). Le régime LTVAF est caractérisé par des oscillations de fortes amplitudes et de grandes périodes (basse fréquence). Le [Tableau 3- 2](#) résume les valeurs des conditions d'entrée et les périodes caractéristiques de chacun des régimes identifiés par *Wu et al (2006)*.

Tableau 3- 2 : Caractéristiques de régimes (OFI, LTAF, LTVAF)

Amplitude des oscillations	$T_{entrée}$ (°C)	$P_{entrée}$ (kPa)	$T$ (°C)	Période (s)
OFI	1	4	3	<1
LTAF	5	18	15	50
<b>LTVAF</b>	40	120	110	80

Selon *Wu et al (2006)*, les oscillations en OFI peuvent être dues au comportement dynamique des microbulles de vapeur dans le microcanal et l'écoulement de vapeur dans le sens inverse du courant observé pour les régimes LTAF et LTVAF. Pour ces deux régimes, la tête des bulles possède un espace d'expansion limité par la largeur du canal, donc les bulles croissent dans la direction de l'écoulement et aussi dans la direction opposée ([Figure 3- 8](#)). Ils ont constaté aussi que les oscillations des bulles ne sont pas en phase entre les différents canaux.

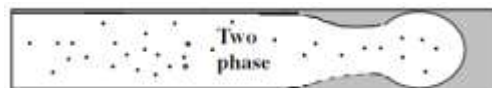
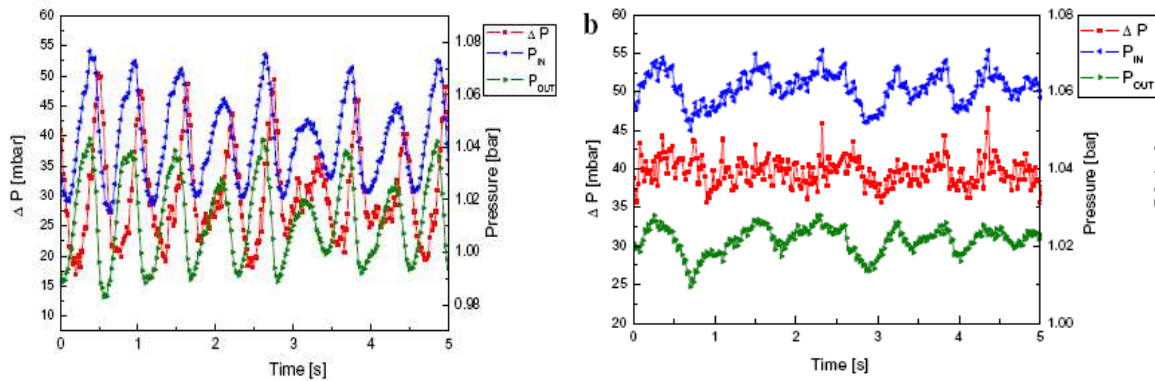


Figure 3- 8 : Écoulement diphasique dans les deux sens

*J. Barber et al. (2008)* traite des instabilités d'écoulement sur une installation expérimentale qui consiste à chauffer de l'eau dans des minicanaux à l'aide d'une plaque de silicium chauffante. Ils ont aussi observé deux types d'instabilités : des oscillations de grande

amplitude et à faible fréquence et des oscillations de basse amplitude à haute fréquence (*Figure 3- 9*). Mais ces oscillations des pertes de charges et de la pression sont liées au changement de phase liquide vapeur le long du canal.

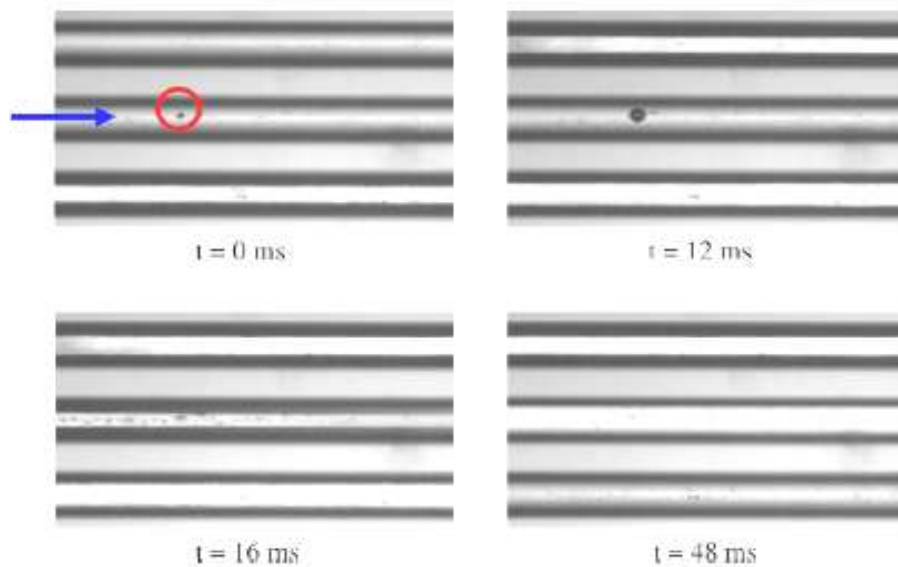


*Figure 3- 9 : Fluctuation des pertes de charges avec (J. Barber et al. (2008))*

*(a) de grandes amplitudes et de faibles fréquences*

*(b) de faibles amplitudes et de fortes fréquences*

Comme l'illustre la *Figure 3- 10*, ils observent que les bulles croissent dans un premier temps dans toutes les directions ( $t=12$  ms), puis elles commencent à être confinées par les parois ( $t=16$  ms). Le confinement conduit à une expansion assez rapide de la vapeur le long des canaux dans les deux sens de l'écoulement. Cette croissance rapide provoque l'assèchement des canaux, ce qui résulte en une élévation de la température. Ensuite, le liquide remouille les canaux et le phénomène se répète de manière cyclique.



*Figure 3- 10 : Formation des bulles et différentes (J. Barber et al. (2008))*

*étapes de leur croissance en fonction du temps*

*P. Zhang (2009)* a étudié les instabilités d'écoulement dans un tube de diamètre 0.5 mm. Sa section d'essais, décrite sur la *Figure 3- 11*, consiste à chauffer de l'azote liquide pour créer les bulles (zone de chauffage), puis le mélange diphasique ainsi créé circule à travers une zone adiabatique de visualisation.

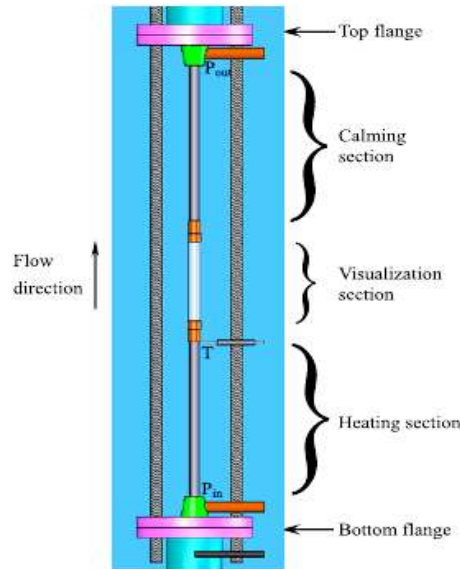


Figure 3- 11 : Schéma de l'expérience de *P. Zhang (2009)*

Dans cette étude en régime pseudo-adiabatique, *P. Zhang (2009)* a observé des fluctuations de pression et de flux massique. Ces fluctuations de pression sont à longue période et forte amplitude (*Figure 3- 12a*). Parallèlement à ces oscillations, il a observé des mouvements oscillatoires des bulles (*Figure 3- 12b*). Ces oscillations ont une période de 120 ms durant lesquelles la bulle descend pendant 30 ms puis reprend l'écoulement ascendant.

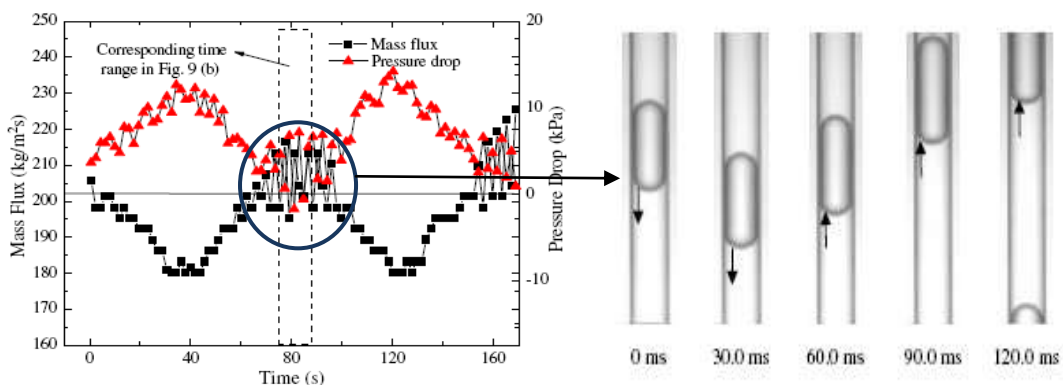


Figure 3- 12 : Instabilités d'écoulements (*P. Zhang (2009)*)

(a) Fluctuation des pertes de charges

(b) Mouvement oscillatoire des bulles périodes=120 ms)

### 3 Résultats et discussions

#### 3.1 Oscillation des bulles

Des films ont été réalisés à la vitesse de 2000 images par seconde. En décomposant ces films image par image on peut représenter le mouvement des bulles comme sur la *Figure 3-13*. Dans notre cas, même en conditions adiabatiques, on assiste à des mouvements oscillatoires des bulles et/ou des poches. Sur cet exemple, on observe que les bulles montent entre le temps  $t=0$  et  $t=7$  ms. Entre  $t=7$  et  $t=24,5$ , la première bulle (rouge, canal 1) continue à monter alors que la deuxième bulle (jaune, canal 2) et la troisième bulle (bleu, canal 4) redescendent. Entre  $t=24,5$  et  $t=29,5$  ms toutes les bulles s'arrêtent puis entre 29,5 et 37,5 ms elles reprennent le mouvement ascendant avec des vitesses différentes. Après 37,5 ms, les bulles montent à la même vitesse jusqu'à 100 ms. Le temps de cycle entre deux instants où les bulles s'arrêtent et redescendent est très court (100 ms). Nous observons de plus que les oscillations des bulles ne sont pas en phase entre les différents canaux, comme dans l'étude de *Wu et al (2006)*.

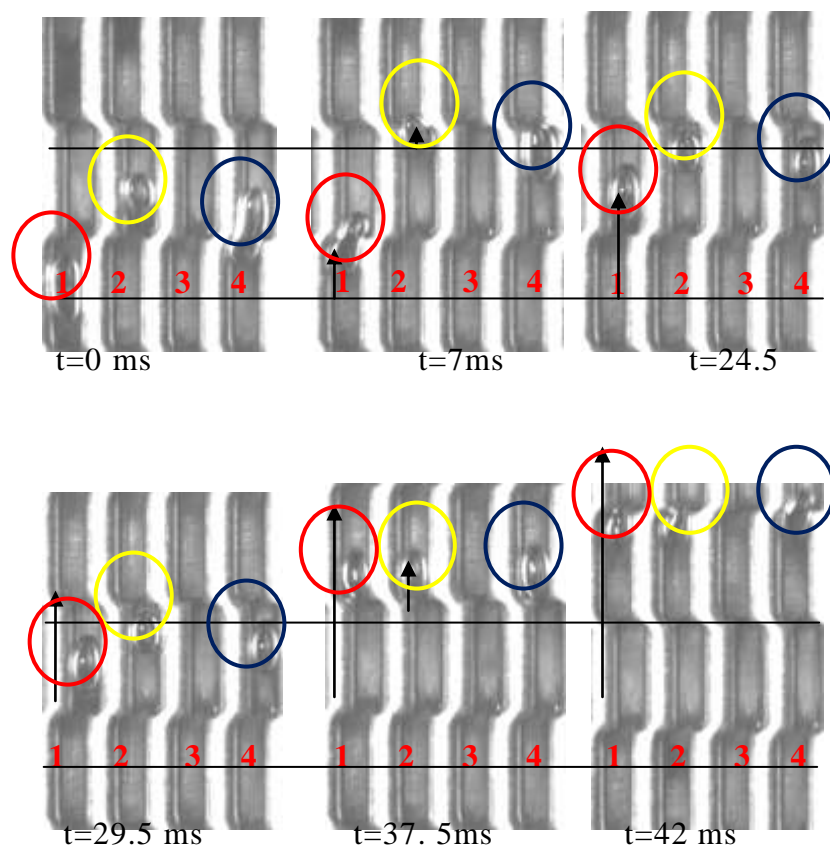
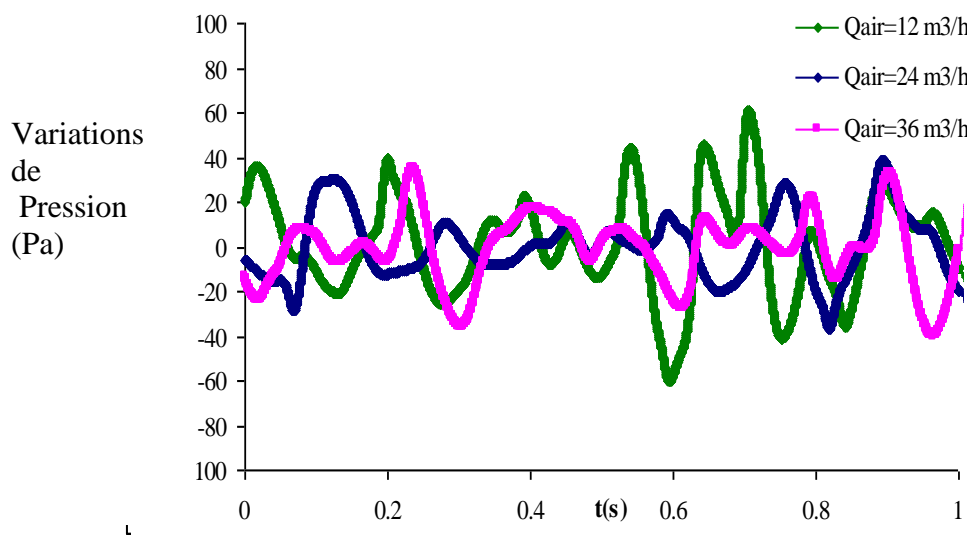


Figure 3- 13 : Mouvement oscillatoire des bulles

### 3.2 Fluctuations de pression

Ces instabilités peuvent être indiquées par des fluctuations de pression dues au passage du gaz. Ces fluctuations de pression sont observées dans d'autres études de la littérature par exemple, l'étude de *Barber J et al. (2009)* ou celle de *P. Zhang (2009)*, mais elles sont généralement imputées au changement de phase liquide-vapeur.

Dans notre cas d'écoulement adiabatique, l'utilisation de capteurs de pression rapide nous a permis d'observer des fluctuations de pression à des fréquences de même ordre de grandeur que les oscillations des bulles (*Figure 3- 14*).



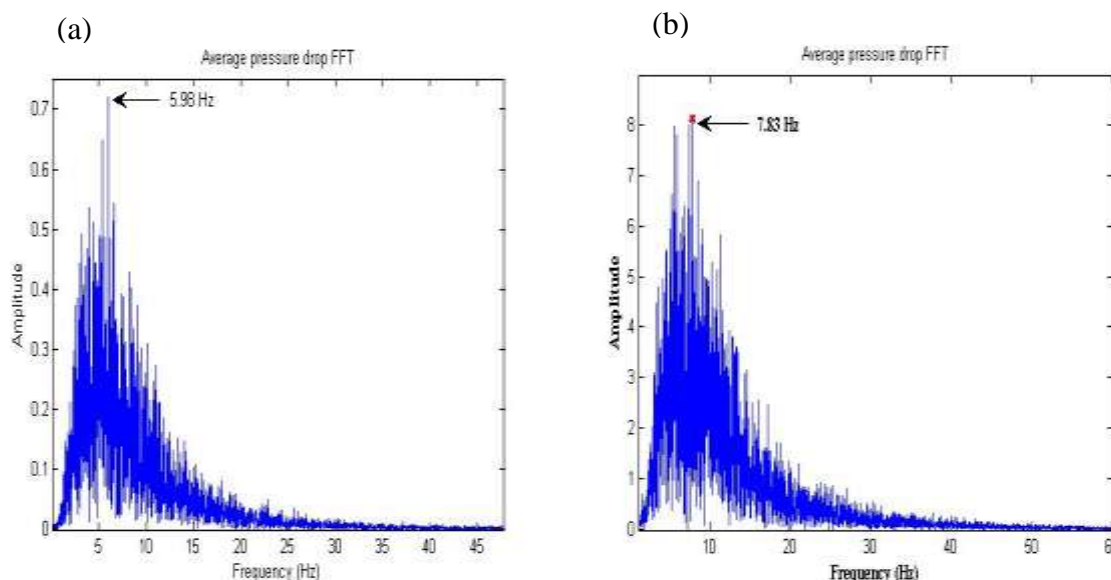
*Figure 3- 14 : Variation de la pression en fonction du débit de gaz pour  $V_{sl}=3\text{m}^3/\text{h}$*

Ce sont les variations de pression de faible amplitude et de fréquences irrégulières qui ont été observées comme le montre la *Figure 3- 14*. On peut donc constater que ces fluctuations de pression existent dans ce type de géométrie même en absence de changement de phase. Ce changement de phase peut jouer un rôle amplificateur de ces fluctuations, en générant une expansion 'explosive' du volume occupé par le gaz dans ces géométries fortement confinées.

### 3.3 Transformée de Fourier du signal de pression

La visualisation simultanée de l'écoulement diphasique dans les canaux et des mesures de variations locales de pression indique que ces fluctuations d'écoulement entre liquide et gaz,

sont corrélées aux différences de pression entre l'entrée et la sortie de notre système. A l'aide de la transformée de Fourier, nous avons déterminé les fréquences caractéristiques de l'écoulement (*Figure 3- 15*). Les fréquences varient dans la gamme 5 - 10 Hz pour la gamme de débits étudiée.



*Figure 3- 15 : Analyse du signal de pression à l'aide d'une transformée de Fourier*

(a) Cas de  $Q_{eau}=1 \text{ m}^3/\text{h}$   $Q_{air}=36 \text{ m}^3/\text{h}$

(b) Cas de  $Q_{eau}=6.4 \text{ m}^3/\text{h}$   $Q_{air}=36 \text{ m}^3/\text{h}$

Ces variations de pression sont observées pour différents débits de gaz et de liquide. Dans des microcanaux avec flux de chaleur et ébullition, les plus hautes instabilités de fréquences sont observées à des valeurs de débits importantes. *Bogojevic (2009)* a observé des variations de pression et a constaté que les basses fréquences sont de l'ordre de 0,9 à 2,88 Hz et les fréquences importantes atteignant 23-25 Hz au plus fort flux massique.

## Conclusions

Les régimes d'écoulement dans notre section d'essais ont été visualisés et caractérisés dans la zone active des ondes « serrated » de l'échangeur à l'aide d'une caméra rapide. Une carte a été établie caractérisant les régimes d'écoulements dans un échangeur à plaques et ailettes en fonction des vitesses superficielles du gaz et du liquide. Les régimes observés sont: régime à bulles, à poches et régime agité. Un phénomène d'instabilité d'écoulement dans ces minicanaux est observé alors que le système est adiabatique. Les oscillations de bulles ont été détaillées et analysées. Les fluctuations de la pression ont des amplitudes différentes et des

fréquences comprises entre 5 et 10 Hz. Ces instabilités existent déjà en fonctionnement adiabatique avec des fréquences importantes et s'amplifient dans le cas du changement de phase.

## Références

- Barber J., Khellil S., Brutin D., Tadrist L., 2009, Hydrodynamics and heat transfer during flow boiling instabilities in a single microchannel. *Applied Thermal Engineering*. 29, 1299-1308.
- Bogojevic D., Khellil S., Walton A.J., Lin H, Cummins G, 2009, Two-phase flow instabilities in a silicon microchannels heat sink. *International Journal of Heat and Fluid Flow*. 30, 854-867.
- Brutin, D., Topin, F., Tadrist, L., 2003. Experimental study of unsteady convective boiling in heated minichannels, *International Journal of Heat and Mass Transfer* 46, 2957-2965.
- Desrats, C., 2006. Etude expérimentale de l'ébullition convective d'hydrocarbures dans les échangeurs à plaques et ailettes - Analyse des écoulements et des transferts de chaleur par une approche locale", Thèse de l'université de Provence Aix-Marseille.
- Guodong W., Ping C., Bergles A.E., 2008, Effects of inlet/outlet configuration on flow boiling instability in parallel microchannels. *International Journal of Heat and Mass Transfer*. 51, 2267-2281.
- Taitel, Y., Bornea, D., Duckler, A.E., 1980. Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes, *AIChE J.* 26 (3), 345-354.
- Triplett, K.A., Ghiaasiaan, S.M., Abdel-Khalik, S.I., Sadowski, D.L., 1999. Gas-liquid two-phase flow in microchannels Part I: two-phase flow patterns, *International Journal of Multiphase Flow* 25, 377-394.
- Zhang P., Fu X., 2009, Two-phase flow characteristics of liquid nitrogen in vertically upward 0.5 and 1.0 mm micro-tubes: Visualization studies. *International Journal of Cryogenics*. 49, 565-575.
- Wu, H.Y., Cheng, P., Wang, H., Pressure drop and flow boiling instabilities in silicon microchannel heat sinks, *Journal of Micromechanics and Microengineering* 16, 2138-2146 (2006)



---

## CHAPITRE 4: ETUDE DES PERTES DE CHARGES ET DE LA DISTRIBUTION DES PHASES

---

Ce chapitre traite de la caractérisation des pertes de charge des ondes « serrated » expérimentalement sur la maquette Five et numériquement par les calculs avec le code de mécanique des fluides numérique « Fluent ». Par la suite, une corrélation du calcul du facteur de frottement en simple phase est déduite pour ce type d'ondes. Des comparaisons entre les résultats expérimentaux et numériques ont été réalisées avec d'autres corrélations de la littérature. Un deuxième objectif de ce chapitre est l'étude de la distribution expérimentale d'écoulement adiabatique mono et diphasique dans cet échangeur à plaques et ondes. Les relations entre la distribution des phases et les pertes de charges sont analysées. L'analyse des résultats du chapitre permet d'évaluer expérimentalement le fonctionnement du distributeur dans sa position horizontale et en écoulement ascendant.

**Mots clés :** facteur de friction, ondes « serrated », distribution expérimentale, simple phase, diphasique.

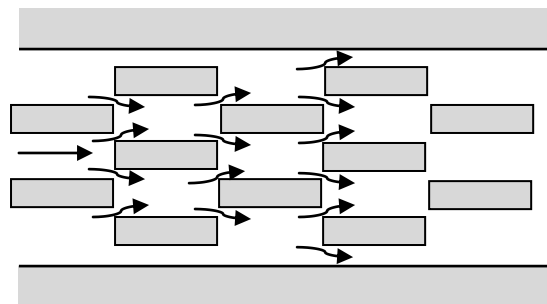


## I. Caractérisation des pertes de charges en simple phase des ondes

### « serrated »

#### 1 Pertes de charges dans les géométries de type onde serrated

Dans les échangeurs à plaques, une augmentation des surfaces d'échange se fait à l'aide d'ailettes droites, d'ailettes décalées ou ondes « serrated » ou Offset Strip Fin (OSF), ailettes perforées,... Parmi ces différents types, les ondes « serrated » sont les plus utilisées. Elles permettent de rendre les échangeurs plus compacts et de créer des turbulences par leurs décalage afin d'améliorer les transferts thermiques. Un type d'onde « serrated » est présenté sur la *Figure 4- 1*. Dans ce type d'onde, l'écoulement est normalement orienté comme sur la figure, selon l'axe des ailettes, mais une faible composante transversale peut exister, sachant que le facteur de frottement dans cette direction perpendiculaire aux ailettes (écoulement « hardway ») est environ dix fois plus grand que le facteur de friction suivant l'axe (*Steinke et Kandlikar (2006)*).



*Figure 4- 1 : concept des ondes « serrated »*

Plusieurs études expérimentales et numériques ont été faites sur les ondes « serrated ». Différentes corrélations des pertes de pression de l'écoulement axial en termes de facteur de friction  $f$  sont reportées en *annexe 3*. La plupart de ces auteurs ont utilisé l'air comme fluide de travail. Néanmoins, les corrélations générales pour le facteur de friction  $f$  sont limitées.

*Kays et London (1964)* ont testé dix géométries et sont les premiers à avoir établie une base de corrélations fournissant la valeur de  $f$  pour tous les régimes d'écoulement du laminaire au turbulent.

*Manson (1975)* a rajouté quelques expériences et a corrélé  $f$  en fonction du diamètre hydraulique et de la longueur  $l$  des ondes.

*Wieting (1975)* a déterminé une corrélation à partir de 22 géométries différentes en rajoutant l'effet de l'épaisseur dans ses corrélations. *Wieting (1975)*, comme *Joshi et Web (1987)* prédisent  $f$  pour les Reynolds laminaires et turbulents et ne proposent pas de corrélation dans la région de transition.

*Moshizuki et al. (1987)* ont modifié la corrélation de *Wieting (1975)*.

*Manglik et Bergles (1995)* présentent une seule corrélation du facteur de friction en fonction de Reynolds et de tous les paramètres géométriques, qui est valable pour les régimes laminaire, transitoire et turbulent. Mais leur corrélation est complexe et l'incertitude pour la prévision du facteur de frottement  $f$  est  $\pm 20\%$ . Les transitions du régime laminaire au régime turbulent se calculent en terme de  $Re$  ou  $Re^*$  comme celles présentées par *Joshi et Web (1987)*. *Manglik et Bergles* ont indiqué que plus d'expériences devraient être faites pour étendre la validité de la corrélation, particulièrement pour le liquide. *Wieting (1975)* a examiné 23 échantillons et *Kays et Londres (1984)* 21 échantillons d'ondes « serrated » avec différents paramètres géométriques. Comme ces corrélations ont été établies pour des paramètres géométriques, des aspects de fabrication et des conditions d'essai différents, il est difficile d'expliquer les variations entre les facteurs de friction qu'ils prévoient.

L'étude numérique de *Bhowmik (2009)* présente une corrélation unique et continue de l'écoulement laminaire au turbulent.

Mais aucune corrélation couvrant tous les types d'ailettes n'a été développée. Une liste chronologique de ces corrélations de coefficient de frottement depuis *Manson (1975)* jusqu'à *Bhowmik et lee (2009)* rajoutée à la liste présentée par *Manglik et Bergles (1995)* est proposée en [annexe 3](#). On remarque que les valeurs du facteur de friction sont fonction des paramètres géométriques, du nombre de Reynolds et de la nature turbulente ou laminaire du régime d'écoulement.

Des modifications et des améliorations de ces corrélations ont ensuite été faites par d'autres auteurs : l'influence des paramètres géométriques des ondes à savoir la largeur, l'espacement des ailettes et leur épaisseur est étudiée par *Lihua et al (2007, et 2008)*, *Dong et al. (2007)*. La plupart de ces corrélations sont établies pour l'air et quelques études sont faites avec des fluides dont le nombre de Prandtl est plus important (*Bhowmik et lee (2009)*).

Le niveau de pertes de charges dans la zone d'échange est essentiellement dû à ces ailettes et il joue un rôle prépondérant sur la distribution des débits dans le canal d'échangeur.

L'objectif de cette partie est donc de caractériser le coefficient de frottement des ailettes OSF en simple phase pour l'eau ou l'air par des mesures directes des pertes de charges sur la maquette « FIVE » ainsi qu'avec des simulations numériques à l'aide du code de mécanique des fluides « Fluent ».

Une corrélation spécifique pour cette géométrie est obtenue pour ce type d'ondes afin d'élargir la gamme des corrélations pour l'eau ( $Pr=7$ ). Une étude comparative avec les corrélations de la littérature est faite. L'utilisation de différents modèles de turbulence dans les simulations numériques nous a permis de quantifier leurs effets sur les résultats et de tester leur pertinence.

## **2 Calcul des pertes de charge par une approche mécanique des fluides numérique**

Le gradient de pression totale de l'eau ou l'air seul  $\left(\frac{dP}{dz}\right)_t$  est la somme de trois composantes : le gradient de pression par frottement  $\left(\frac{dP}{dz}\right)_F$ , le gradient de pression par accélération  $\left(\frac{dP}{dz}\right)_A$  et le gradient de pression par gravité  $\left(\frac{dP}{dz}\right)_G$  :

$$-\left(\frac{dP}{dz}\right)_t = -\left(\frac{dP}{dz}\right)_G - \left(\frac{dP}{dz}\right)_A - \left(\frac{dP}{dz}\right)_F \quad (4-1)$$

Dans notre expérience, les pertes de charges dues à la gravité et l'accélération sont négligeables comparées à celles dues aux frottements à l'intérieur des ondes « serrated ». Les pertes de charges dans ces ondes sont reliées au coefficient de frottement ou facteur de « friction »  $f$  par l'équation suivante :

$$f = \frac{D_h}{4L} \frac{\Delta P}{\frac{1}{2}\rho u^2} \quad (4-2)$$

Les valeurs de  $f$  expérimentales sont déduites par les mesures des pertes de charge par l'équation (4-2).

Le nombre de Reynolds est défini sur la base du diamètre hydraulique  $D_h$  :

$$Re_{D_h} = \frac{\rho u D_h}{\mu} \quad (4-3)$$

$$\text{avec } D_h = \frac{4S}{P}$$

La corrélation de *Manglik and Bergles (1995)* est la corrélation la plus répandue dans l'industrie pour prédire le coefficient de frottement:

$$f = 6.6243 Re_{D_h}^{-0.7422} \alpha^{-0.1856} \delta^{0.3053} \gamma^{-0.2659} \times [1 + 7.669 \times 10^{-8} Re_{D_h}^{4.429} \alpha^{0.920} \delta^{3.767} \gamma^{-0.236}]^{-1} \quad (4-4)$$

$$D_h = \left( \frac{4shl}{2(sl + hl + th) + ts} \right) \quad \alpha = \frac{s}{h} \quad \delta = \frac{t}{l} \quad \gamma = \frac{t}{s}$$

La corrélation de *Manglik et Bergles* est la corrélation la plus utilisée dans l'industrie. Elle a été établie à partir de 18 géométries différentes et correspond ainsi à une gamme étendue de paramètres géométriques. Notre diamètre hydraulique ( $D_h=1.4\text{mm}$ ) se situe dans la gamme des diamètres examinés par *Manglik et Bergles (1995)* ( $0.65 < D_h < 3.41$  mm). Cette corrélation s'applique dans une gamme de Reynolds allant de 120 à 6000.

Le code de calcul fluent a été utilisé pour simuler l'écoulement monophasique et prédire les pertes de charges dans notre géométrie d'onde serrated.

## 2.1 Domaine de calcul

Le préprocesseur Gambit a été employé pour construire la géométrie et les différents maillages. La zone active des ondes « serrated » de notre maquette contient 300 ailettes dans le sens de l'écoulement. Pour réduire le temps de calcul, la simulation par CFD a été limitée à une géométrie contenant seulement cinq ailettes dans le sens de l'écoulement et deux canaux dans la section transversale. Ce domaine de calcul est montré *Figure 4- 2*. La longueur simulée permet d'observer l'établissement de l'écoulement dans les ondes centrales du domaine. Ainsi l'analyse de l'écoulement, en particulier la détermination des pertes de charge, a été basée sur le champ d'écoulement dans la zone où le régime est établi. Des maillages non uniforme et uniforme ont été employés (*Figure 4- 4*) : un maillage a été raffiné près des parois où les gradients de vitesse sont importants. L'adéquation entre les valeurs de  $y^+$  des

mailles proches des parois et la loi de paroi utilisée a été vérifiée : les valeurs de  $y^+$  de ces mailles étaient de l'ordre de 1. Le domaine de calcul contient 2 140 150 mailles de type hexaèdres. Leur avantage est qu'elles peuvent être alignées avec le sens d'écoulement principal et fournir une solution plus précise que les mailles tétraédriques ou polyédriques. Des zones d'interface ont été définies à la jonction entre deux ailettes successives puisque le maillage est non-conforme à cet endroit.

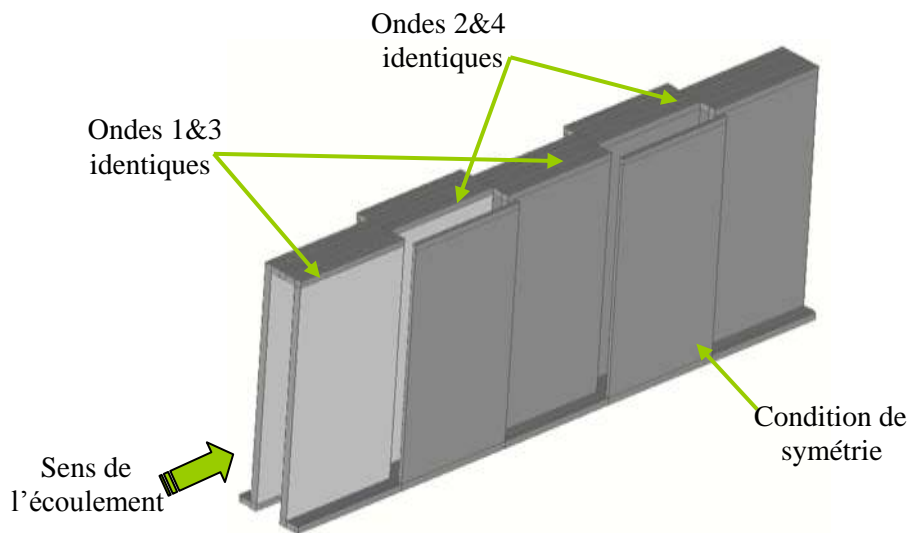


Figure 4- 2 : Domaine du calcul (motif de 5 ondes)

## 2.2 Conditions aux limites

Les conditions aux limites sont décrites sur la [Figure 4- 3](#). Les calculs ont été effectués en prenant les dimensions réelles des ondes « serrated » et avec une condition d'entrée de vitesses uniforme. A l'entrée, une condition de vitesse est imposée, calculée à partir du débit expérimental. Pour cela, une condition de sortie à pression imposée ( $P=0$ ) est adaptée. De cette manière, on laisse l'écoulement s'établir tout seul. Une autre possibilité est de remettre à l'entrée un champ de vitesse identique à celui obtenu en sortie. Nous aurons un établissement de régime dans tout le domaine et pas d'effets d'entrée et de sortie, mais cette méthode contient d'autres contraintes de superpositions des deux maillages d'entrée sortie. Sur les parois, on n'impose rien, puisque les ondes sont en aluminium et la surface est considérée lisse. Les valeurs de l'énergie cinétique et de sa dissipation à l'entrée sont imposées afin que le modèle calcule la turbulence créée le long des ondes.

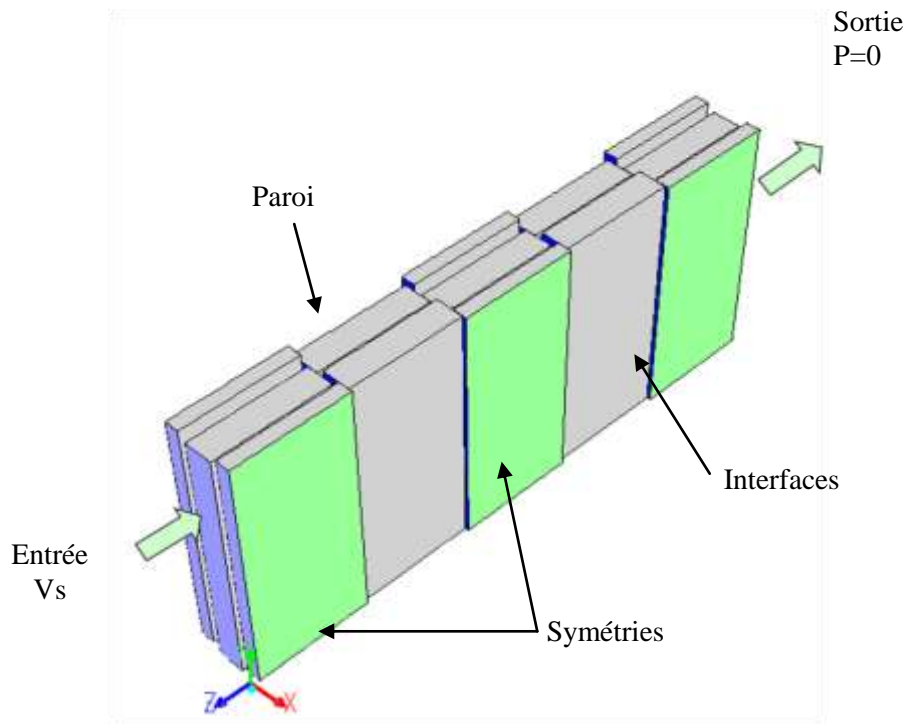


Figure 4- 3 : Conditions aux limites

- Les propriétés des phases sont :

air ( $\rho = 1.22 \text{ kg/ m}^3$ ,  $\mu = 1.7894 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms}$ ) ;

eau ( $\rho = 10^3 \text{ kg/ m}^3$ ,  $\mu = 10^{-3} \text{ kg/ms}$ )

### 2.3 Etude de l'influence du maillage

Il n'y a pas de règle précise pour la création d'un maillage, cependant il existe différents types de maillages. Un maillage bien adapté doit vérifier les conditions suivantes :

- assurer une bonne résolution dans les zones à fort gradient (couches limites, ondes de choc...), ce qui permet de mieux décrire les phénomènes physiques qui se créent dans ces zones ;
- lors de l'utilisation de deux types de maillage dans une même géométrie, il faut assurer un maillage progressif entre les maillages raffinés et grossiers ;
- avoir suffisamment de mailles pour avoir une bonne précision dans les résultats. Ainsi les résultats doivent être indépendants de la densité du maillage.



Tous les calculs ont été faits avec la géométrie en 3 dimensions. L'écoulement est incompressible. L'écoulement est en monophasique (eau ou air) et les propriétés  $\rho$  et  $\mu$  sont constantes. Une étude de sensibilité au maillage a été réalisée. Sept maillages ont été testés (mailles parallélépipédiques de cotés égaux ...) ainsi que d'autres maillages non-conforme raffinés sur les parois. Le maillage non-conforme comporte des raffinements locaux aux niveaux des parois (*Figure 4- 4*). Cette technique a pour but de mieux prendre en compte dans les calculs les phénomènes existants à proximité des parois, comme les forts gradients de vitesse et le développement des couches limites.

Sept maillages (avec augmentation du nombre de mailles hexaédriques) ont été testés avec des mailles uniforme ou non uniforme raffinées sur les parois. Nous avons vérifié que les pertes de charges deviennent insensibles à la résolution et à la qualité du maillage à partir d'un certain nombre de mailles (2 millions). Il faut noter que le maillage non-conforme avec 2 millions de cellules utilisées dans ces calculs donnent les mêmes résultats qu'avec un maillage uniforme avec 4 millions de mailles. Les maillages uniformes bien qu'ils soient faciles à créer, engendrent rapidement des temps de calcul élevées. Le calcul avec un maillage non-conforme présente des temps de calcul plus raisonnables avec plus de précision des calculs aux parois. La *Figure 4- 4* montre l'écoulement dans les ailettes décalées et présente le maillage utilisé.

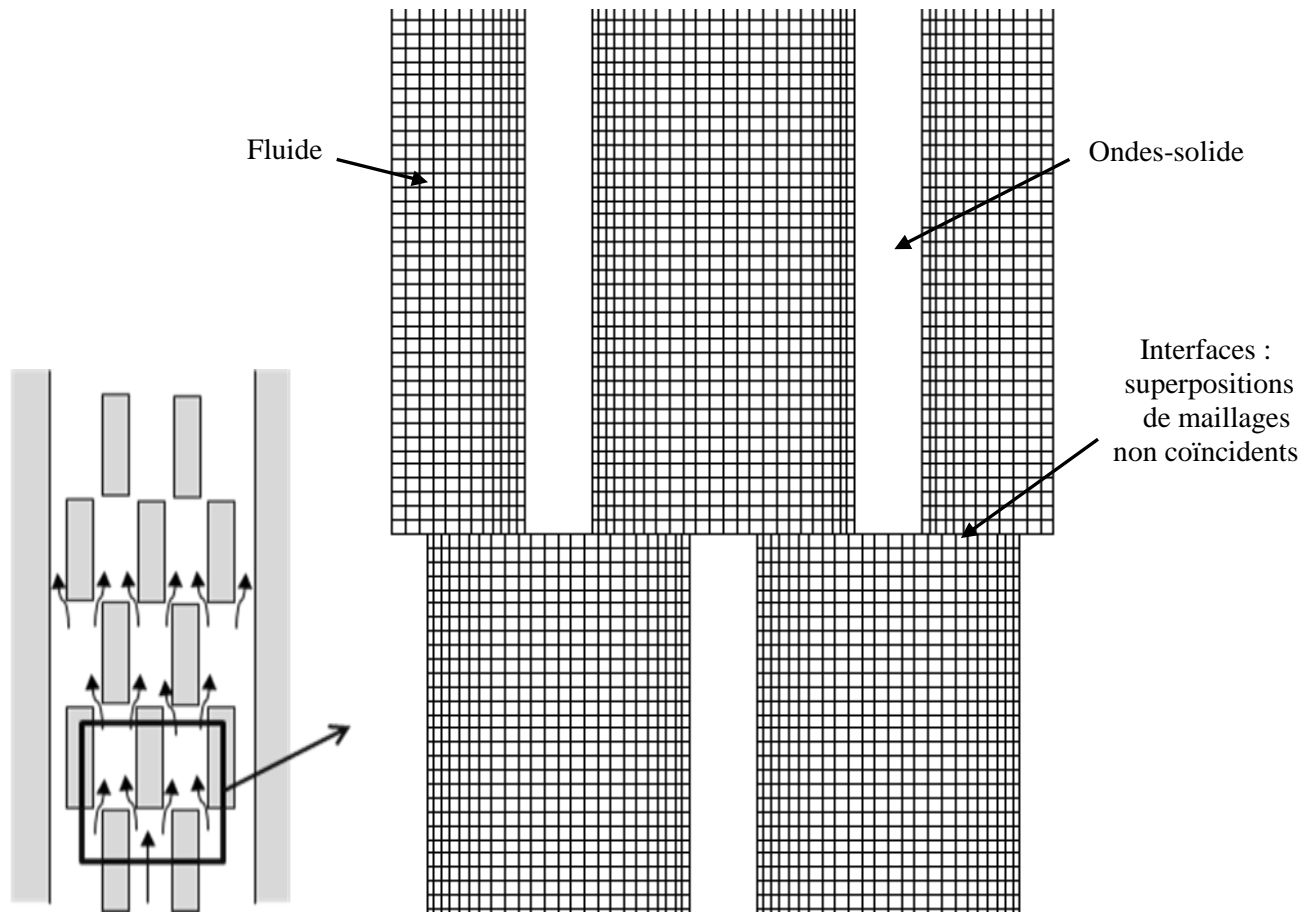


Figure 4- 4 : Type de maillage utilisé

### 3 Résultats et discussion

#### 3.1 **Écoulement dans les ondes « serrated »**

##### 3.1.1 **Circulation des fluides entre les ondes**

La connaissance des écoulements internes entre les ondes est nécessaire pour qualifier la distribution ou les pertes de charges, qui est difficile à obtenir par les expériences.

L'écoulement dans un domaine maillé représentant cinq ondes successives et une largeur de deux sous canaux est donc simulé avec les conditions aux limites citées. La [Figure 4- 5](#) représente les tracés respectifs du champ des vecteurs vitesses et les lignes de courant dans un plan de symétrie médian parallèle au sens de l'écoulement. On constate que l'écoulement dans une onde est semblable à un écoulement dans une conduite droite. A la première rencontre de l'onde décalée, l'écoulement se divise en deux et se rétablit à l'intérieur de chaque sous canal : loin des parois la vitesse est maximale au milieu du canal.

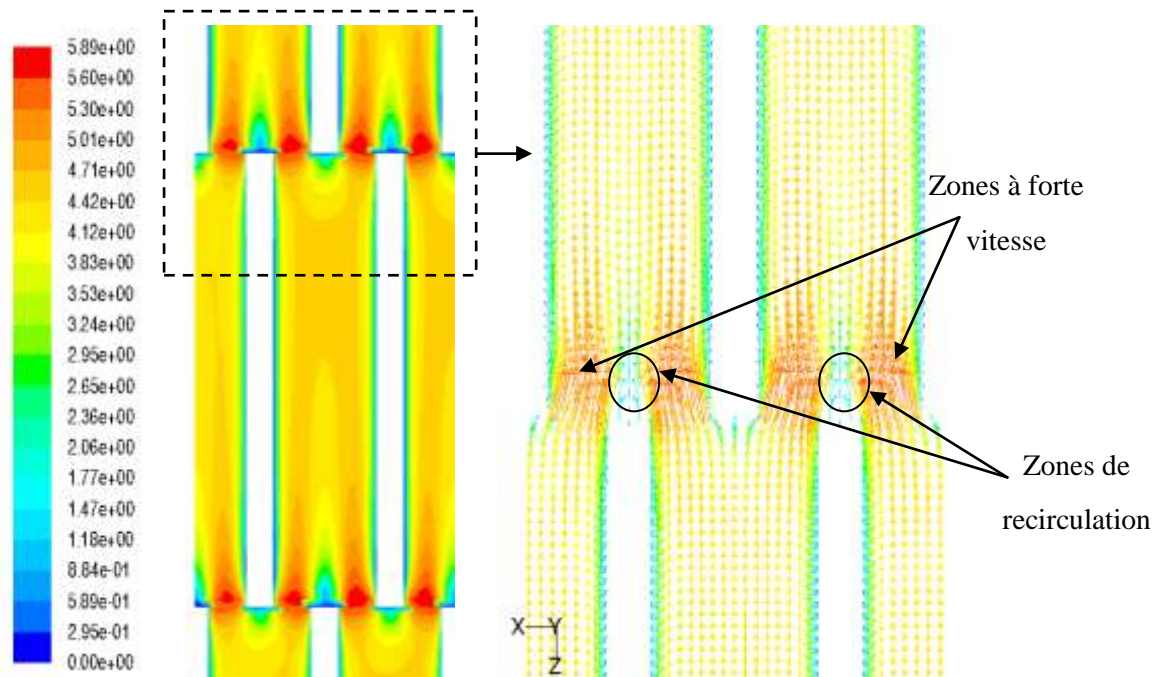


Figure 4- 5 : Champ de vitesse et lignes de courant,  $u=4$  m/s, eau (modèle  $k-\omega$ )

Le champ de vitesse et les lignes de courant représentés montrent que la vitesse varie fortement à chaque changement d'onde. On remarque la présence de zones à vitesses importantes dans les rétrécissements au passage du fluide sur l'onde suivante décalée. La diminution de la vitesse qui apparaît en aval de chaque onde cause des zones de recirculation.

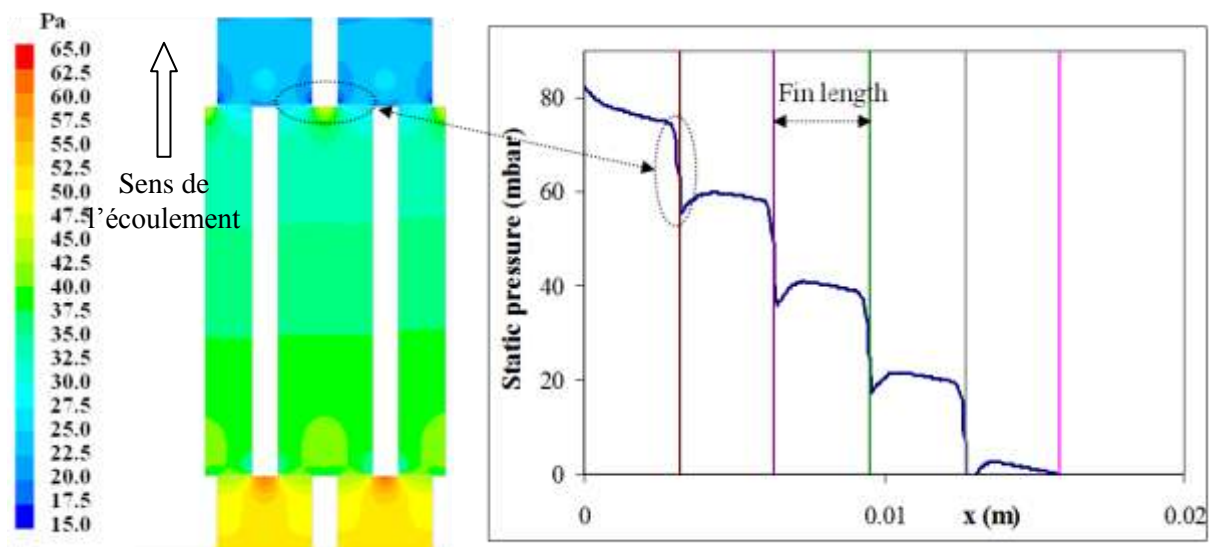


Figure 4- 6 : Champ de pression  $V=4$  m/s, eau

La *Figure 4- 6* montre la dégradation des pertes de charges avec l'écoulement ascendant. La pression est importante dans les rétrécissements là où il y a les forts gradients de vitesse.

Nous observons que la pression est globalement uniforme suivant la direction perpendiculaire à l'écoulement et que le profil de vitesse du fluide est identique dans toutes les ondes. On peut en déduire que la dispersion transversale est limitée et n'affecte pas la distribution de l'écoulement des phases ascendant à l'intérieur de ces ailettes.

### **3.1.2 Etablissement de l'écoulement**

Les simulations montrent un écoulement non établi à l'entrée et à la sortie du domaine de cinq ondes et une zone intermédiaire d'établissement le long des ondes centrales.

La *Figure 4- 7* présente, en fonction de la position le long d'une ailette, l'évolution du facteur de friction. On constate que l'entrée et la sortie de chaque ailette produisent un saut important du coefficient de frottement. Ce résultat s'explique par l'importance des pertes de charge singulières par rapport aux pertes de charge régulières, que l'on retrouve aussi sur les profils de vitesse et de pression du fait de la présence de forts gradients (*Figure 4-5* et *4-6*). On observe que les profils d'évolution du coefficient de frottement sur les parois sont confondus et identiques, pour les ondes 3 et 4. En revanche les différences sont plus marquées au début de la zone d'entrée de l'onde 2 et à la sortie de l'onde 5. On peut donc considérer que l'écoulement est établi dans les deux ondes 3 et 4. Par la suite, on ne prendra pas en compte les effets d'entrée-sortie du domaine de calcul et les pertes de charges moyennes seront calculées seulement à partir de ces deux ondes là où l'écoulement est établi.

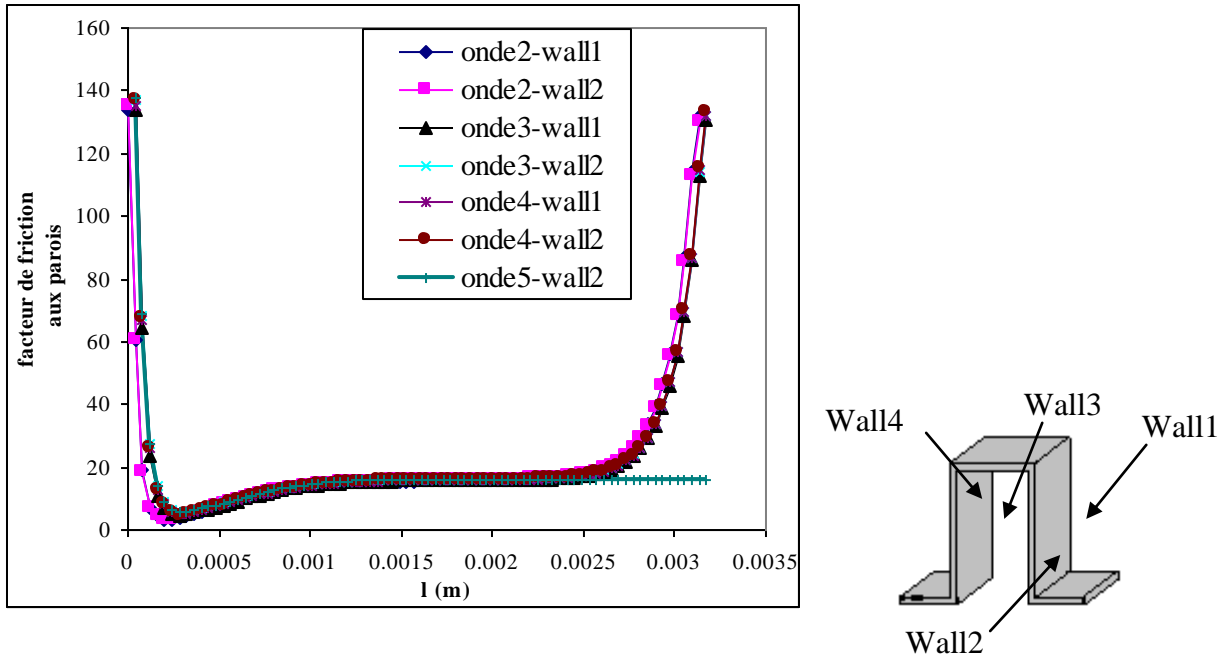


Figure 4- 7 : Profil de coefficient de frottement sur les parois

### 3.2 Calcul du facteur de friction

En négligeant les pertes de charge gravitaires et d'accélération dans un écoulement ascendant, les pertes de charge sont représentées sous forme de facteur de friction. Par la suite, le but des calculs des pertes de charge est de caractériser les frottements dans ce type d'onde de géométrie complexe.

Le facteur de friction expérimental, simulé (Fluent), et celui proposé par Manglik et Bergles sont comparés pour un nombre de Prandtl élevé (eau  $Pr=7$ , *Figure 4- 8a*) et pour un nombre de Prandtl faible (air  $Pr=0.7$ , *Figure 4- 8b*). Le nombre de Prandtl compare la diffusivité de quantité de mouvement à la diffusivité thermique d'un fluide et est donné par la formule suivante :

$$Pr = \frac{\mu C_p}{\lambda} \quad (4-5)$$

avec  $\mu$  la viscosité dynamique,  $C_p$  la chaleur spécifique et  $\lambda$  la conductivité thermique.  $Pr$  est voisin de 0.7 pour l'air et de 7 pour l'eau.

Sur les *Figure 4- 8a* et *Figure 4- 8b*, on remarque que le facteur de friction décroît lorsque le nombre de Reynolds augmente. A faible nombre de Reynolds ( $Re_{Dh} < 200$ ) et pour l'air (*Figure 4- 8a*), les résultats expérimentaux sont en bon accord avec les calculs numériques : un écart inférieur à 15% entre les résultats expérimentaux et numériques est observé pour  $Re_{dh} < 200$ , cet accord a également été montré par *Peng et Ling (2008)* et par d'autres auteurs.

Pour  $Re > 120$ , la corrélation de *Manglik et Bergles (1995)* montre un bon accord avec les résultats expérimentaux. Par contre l'extrapolation de cette corrélation dans la zone de Reynolds  $Re < 120$  (hors de son domaine de validité) s'écarte rapidement des points expérimentaux. La comparaison des coefficients de frottement obtenue pour l'air et l'eau confirme le résultat de *Bhowmik et Lee (2009)* qui ont prouvé que  $f$  n'était pas affecté par le nombre de Prandtl.

A fort nombre de Reynolds, le modèle  $k-\epsilon$  standard et le modèle  $k-\omega$  SST sont utilisables pour prédire le coefficient de frottement dans les zones de transition et de turbulence.

Nos résultats expérimentaux présentent un écart jusqu'à 35% avec les calculs faits avec le modèle  $k-\epsilon$  dans les zones de transition et de turbulence. Cette différence peut être due à la structure complexe de l'écoulement autour des ailettes qui n'est pas exactement prise en considération par l'intermédiaire des modèles de turbulence à deux équations basées sur l'hypothèse de Boussinesq.

Le modèle  $k-\omega$  SST présente le même écart dans la zone de transition que celui trouvé avec le modèle  $k-\epsilon$ , mais est capable de mieux prédire les coefficients expérimentaux pour l'écoulement turbulent (8% de différence). Lorsque l'écoulement est à fort nombre de Reynolds, particulièrement à proximité des parois des ondes, le modèle standard  $k-\epsilon$  ne peut pas prédire correctement l'écoulement jusqu'à la paroi, à cause essentiellement de la présence de la sous couche laminaire (adhérence à la paroi) où les transports visqueux sont du même ordre de grandeur que les transports turbulents. Par contre le modèle de turbulence  $k-\omega$  SST (*Menter (1994)*), basé sur le transport de la contrainte de cisaillement turbulent, est plus précis pour décrire l'écoulement sous des gradients de pression. L'avantage du modèle SST est de combiner le modèle  $k-\epsilon$  (*Patankar et Spalding, 1972*) et le modèle  $k-\omega$  (*Wilcox (1986)*) à l'aide de la fonction de mélange  $F1$  qui est égale à 1 près de la paroi et à zéro loin de cette dernière. Il active le modèle de Wilcox ( $k-\omega$ ) dans la région près de la paroi et le modèle  $k-\epsilon$

pour le reste de l'écoulement. De ce fait, ce modèle permet une meilleure description des écoulements dans les ondes « serrated ».

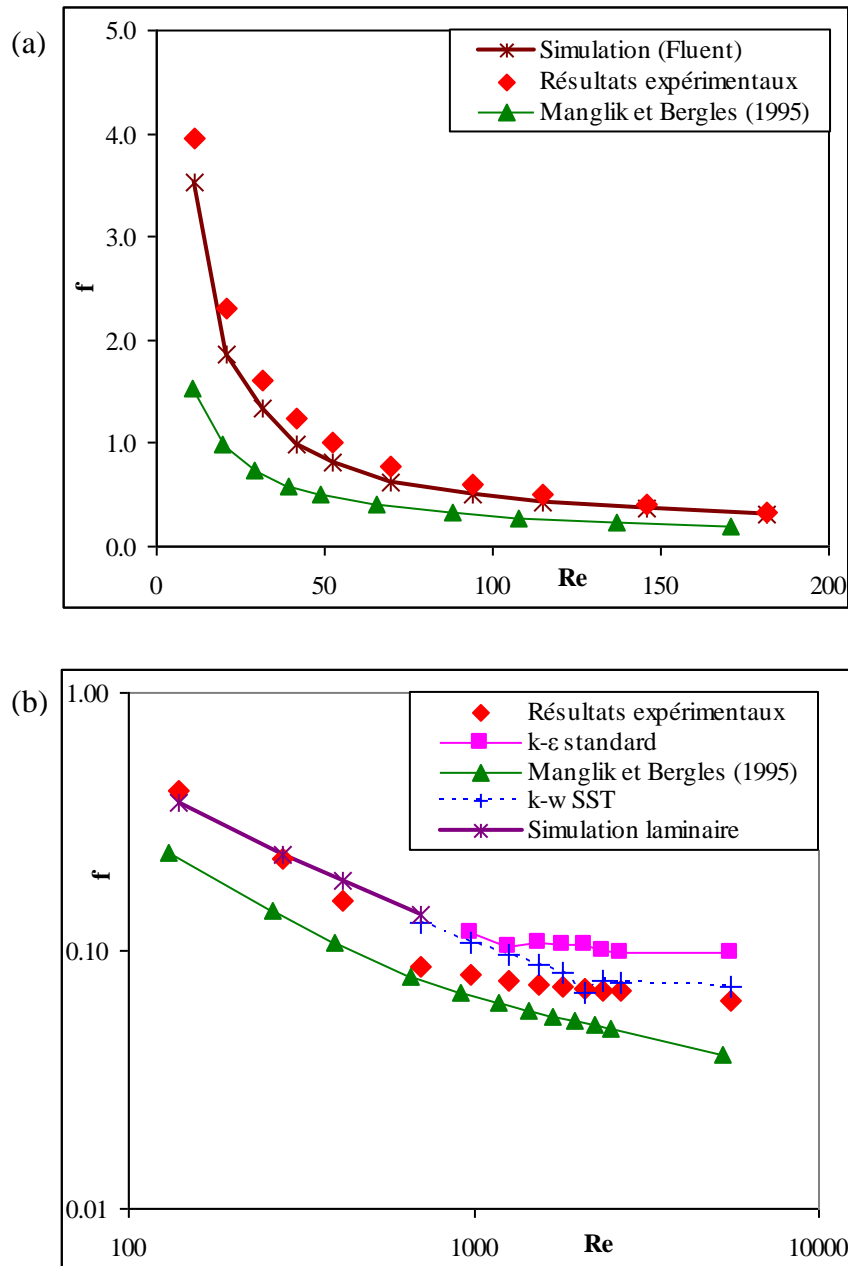


Figure 4- 8 : Comparaison du facteur de friction expérimental, numérique et donné par la corrélation de Manglik et Bergles (air (5) et l'eau (5))

- Adaptation du maillage avec le modèle ( $y^+$ )

On remarque que le maillage et la loi de paroi « Enhanced Wall Treatment » fournissent des valeurs de  $y^+$  inférieures à 5 (Figure 4- 9). Le maillage utilisé est donc compatible avec

cette loi de paroi. Les résultats avec le modèle k-ε sont indépendants du maillage et sont liés surtout aux limitations du modèle k-ε.

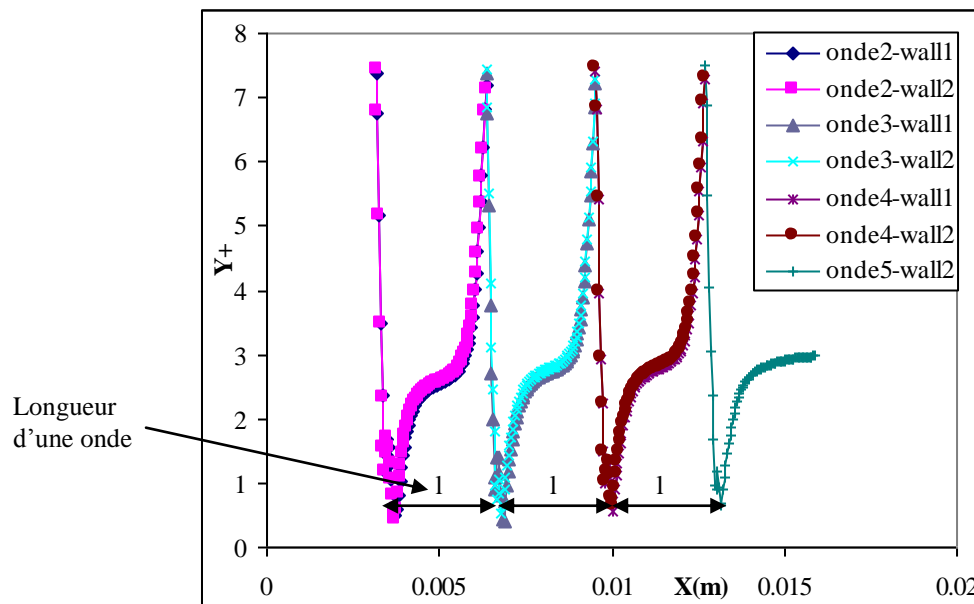


Figure 4- 9 :  $Y^+$ ,  $V=4$  m/s, eau

### 3.3 Corrélation proposée pour le coefficient de frottement expérimental

Le but des calculs des pertes de charge est d'établir une corrélation du facteur de friction valable pour notre géométrie et pour une large gamme de Reynolds.

On constate sur la [Figure 4- 10](#) que la pente de la courbe liant les valeurs expérimentales du facteur de friction en fonction du nombre de Reynolds pour la zone laminaire est différente du résultat théorique de l'écoulement de Poiseuille ( $f=C/Re$ ,  $C$  est une constante). Par conséquent, une asymptote oblique a été adaptée graphiquement aux valeurs expérimentales. Ceci a permis la détermination d'un nombre de Reynolds de transition à partir duquel les résultats commencent à dévier de l'asymptote. Le Reynolds de début de la zone de transition a ainsi été trouvé à 500. Néanmoins, la transition douce obtenue, rend très aléatoires la caractérisation de la fin de la zone de transition et le début de l'écoulement turbulent. Une valeur de Reynolds de 1250 pourrait être vue comme valeur limite supérieure de cette zone.



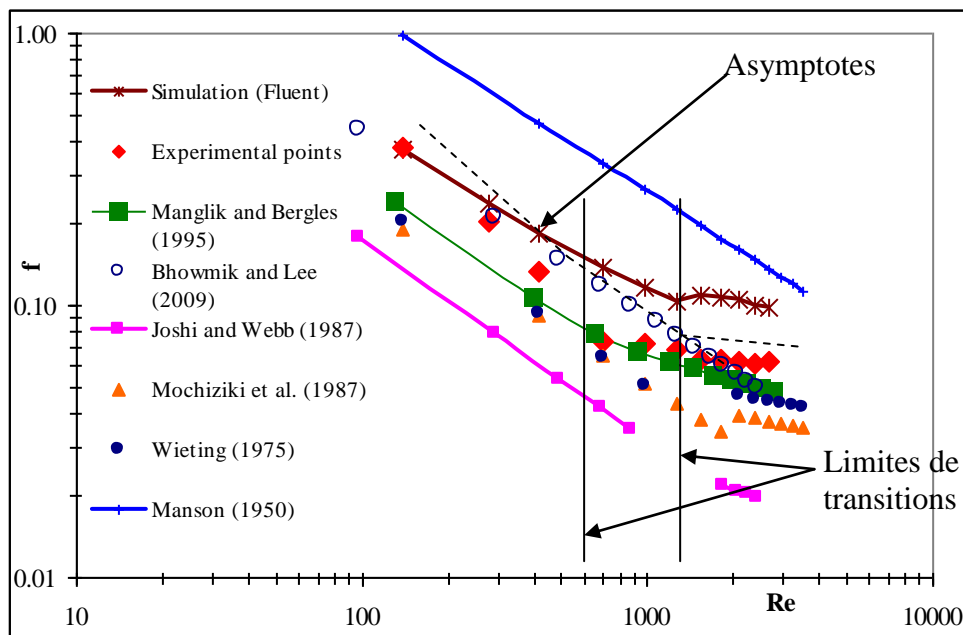
Une simple expression du coefficient de frottement a été déduite pour caractériser l'écoulement du laminaire au régime turbulent avec la forme suivante :

$$f = 20.362 \text{Re}_{Dh}^{-0.7661} \quad (4-6)$$

### 3.4 Comparaison des résultats avec des corrélations de la littérature

La comparaison de notre corrélation avec d'autres de la littérature nous permet de se situer par rapport à d'autres auteurs, et vérifier la validité de certaines de ces corrélations.

La *Figure 4- 10* montre la comparaison entre les résultats expérimentaux et numériques obtenus et les corrélations les plus référencées pour les ondes « serrated ». Les corrélations développées par *Wieting (1975)*, *Mochizuki (1987)*, *Joshi et Webb (1987)*, *Manglik et Bergles (1995)* et *Manson (1950)* ont été choisies pour comparaison avec nos résultats.



*Figure 4- 10 : Etude expérimentale, et calcul numérique du facteur de friction par comparaison avec d'autres corrélations de la littérature*

On observe un grand écart entre les différentes corrélations et nos valeurs expérimentales du facteur de friction. Les différences principales sont : une pente différente pour la zone laminaire et une transition douce du laminaire au turbulent comme celle de *Manglik et*

*Bergles (1995)* avec une valeur asymptotique constante à grand nombre de Reynolds, tandis que les autres corrélations montrent une diminution continue en fonction des Reynolds.

Les valeurs de *Bhowmik et Lee (2009)* sont proches de nos valeurs expérimentales dans la zone laminaire tandis qu'elles en divergent pour l'écoulement turbulent. On remarque que la corrélation de Manglik et de Begles est finalement la plus proche de nos résultats expérimentaux en régime turbulent. Par contre, les différences avec toutes les autres corrélations sont très grandes. Ces différences montrent l'effet important des paramètres géométriques sur la prédiction du coefficient de frottement des ondes « serrated ».

#### **4 Commentaires et conclusions**

L'étude expérimentale et numérique des pertes de charges dans les ondes « serrated » a permis l'établissement d'une nouvelle corrélation du coefficient de frottement continue du régime laminaire au régime turbulent.

Les résultats obtenus, bien qu'ils soient proches dans leur forme des corrélations trouvées dans la littérature, présentent quelques différences remarquables :

- ✚ l'exposant du nombre de Reynolds dans notre corrélation de  $f$  est bien conforme aux exposants de  $f$  trouvés dans les corrélations de la littérature, qui est autour de  $-0.76$ , et différent de l'écoulement de Poiseuille (exposant  $-1$ ).
- ✚ une transition très douce vers l'écoulement turbulent rend difficile la caractérisation de la zone de transition en terme de nombre de Reynolds. Cependant nos résultats fournissent une limite du nombre de Reynolds pour l'écoulement laminaire plus faible ( $Re=500$ ) que dans les corrélations de la littérature où la limite est voisine de  $Re=1000$ .
- ✚ on constate que le diamètre hydraulique défini de façon classique ne suffit en aucun cas à caractériser les pertes de charges d'une géométrie complexe comme les ondes « serrated ».

## **II. Etude de la distribution des phases dans l'échangeur compact à plaques parallèles**

L'étude expérimentale des écoulements diphasiques dans l'échangeur transparent à plaques et ondes est fondamentale pour déterminer la distribution des phases, caractériser des différents régimes d'écoulement et mesurer les pertes de charges en simple et double phase. Le but de notre étude est l'exploitation de ces informations en vue du dimensionnement des échangeurs industriels.

### ***1 Distribution des phases dans les échangeurs : état de l'art***

Plusieurs études ont été menées sur les écoulements diphasiques dans des canaux rectangulaires depuis plus de quarante ans mais pas dans les échangeurs à plaques et ondes. La complexité de la géométrie des ondes « serrated » offre des surfaces d'échanges importantes et grâce au décalage des ailettes, l'augmentation de la turbulence améliore les échanges thermiques. La difficulté dans les échangeurs compacts réside dans la manière de distribuer les phases au sein de l'échangeur. Pour obtenir les performances maximales de l'échangeur, il est indispensable d'assurer une répartition uniforme des fluides dans tout l'échangeur aussi bien dans le cas du fonctionnement en écoulement monophasique qu'en mélange de deux phases (écoulement diphasique). Dans les échangeurs classiques, la distribution d'un écoulement monophasique est assez facile à homogénéiser mais la distribution d'un écoulement diphasique dans un collecteur d'échangeur compact est plus difficile à maîtriser.

La maldistribution peut être due à des conditions de fabrication (tolérances mécaniques de conception et de fabrication), à des problèmes d'encrassement, de corrosion ou de transfert de chaleur, ainsi qu'à une mauvaise répartition des phases au niveau du distributeur. Les dysfonctionnements sont surtout liés à la répartition du liquide : l'absence d'alimentation en liquide dans certaines zones diminue fortement les performances de l'échangeur. Les études de *Marchitto et al. (2008, 2009)* sur un échangeur de chaleur à canaux parallèles confirment la complexité de cette distribution diphasique. Leurs expériences avec de l'eau et l'air ont été effectuées avec un distributeur cylindrique installé horizontalement pour injecter le mélange diphasique dans 16 canaux verticaux. Ils ont montré l'influence importante des conditions de fonctionnement sur les régimes d'écoulement et sur la distribution diphasique dans les

canaux. Le fluide a tendance à entrer préférentiellement dans les premiers canaux du coté de son entrée (*Marchitto et al.*, 2008, *Kim and Sin*, 2006). Les effets de la mauvaise distribution d'écoulement ont été étudiés et discutés par beaucoup d'auteurs (*Marchitto et al.*, 2008, *Kim et Sin*, 2006). L'étude de *Marchitto et al.* (2008) a prouvé que la phase gazeuse a été préférentiellement distribuée dans les premiers canaux près de l'alimentation du mélange des deux phases, alors que la phase liquide était généralement distribuée dans les derniers canaux, même aux faibles vitesses superficielles de gaz. Plus le débit de gaz augmente, mieux le gaz est distribué, mais la phase liquide a tendance à être maldistribuée. Ainsi, le nombre de tubes (ou de canaux) affecte également la distribution d'écoulement. Une étude expérimentale d'un échangeur de chaleur compact avec les canaux parallèles comme celui de *Marchitto et al.* mais avec 30 tubes plats verticaux a été présentée par *Kim et Sin* (2006). Ils ont montré que les diamètres des injecteurs, les débits massiques et la fraction volumique affectent la distribution des phases. *Bassiouny et Martin* (1984) ont prédit un paramètre de maldistribution qui est fonction de la surface, du nombre de plaques et du frottement moyen. *Thonon et al* (1992) ont déterminé numériquement que la mal distribution affecte les performances thermo hydrauliques de l'échangeur.

Dans les échangeurs industriels, la bonne distribution dans la zone inférieure de l'échangeur de chaleur est importante pour obtenir une bonne homogénéité des phases à travers toute la zone de transfert de chaleur et pour éviter des régions en vapeur seule. Cette partie a pour objectif la caractérisation expérimentale de la distribution d'écoulements adiabatiques monophasiques et diphasiques dans l'échangeur à plaques et ondes de la maquette FIVE qui est semblable à la zone inférieure d'un échangeur industriel. Pour la conception optimale des échangeurs de chaleur à plaques, l'effet de l'arrangement d'écoulement sur la chute de pression doit être pris en considération (*Raquel et al.*, 2008). Donc il sera intéressant dans ce travail d'établir la relation entre la distribution des phases et celle des pertes de charge.

L'objectif de la présente étude est d'aborder le problème mentionné ci-dessus de la maldistribution dans les échangeurs de chaleur type compacts à plaques et ondes et de déterminer sa relation avec la distribution des pertes de charge. Le caractère bidimensionnel de la section expérimentale « Five » permet une caractérisation visuelle de l'hydrodynamique. En outre, sa largeur est suffisamment grande pour voir l'effet des paramètres opératoires sur

la mauvaise distribution. Les pertes de charge le long de la section d'essai et la distribution de débits des deux phases dans les différents tronçons sont mesurées. D'abord, l'écoulement monophasique a été caractérisé en termes de distribution de débit et des pertes de charge. Ensuite, en écoulement diphasique les pertes de charge ont été mesurées ainsi que la distribution de débits d'eau et d'air. En employant les paramètres statistiques de distribution (STD, NSTD), il est possible de comparer l'uniformité des débits de gaz et de liquide et de déterminer ainsi l'efficacité relative des différentes configurations d'alimentation en fonction des vitesses superficielles. La comparaison entre les profils de distribution des pertes de charge et des débits montre que les informations sur les pertes de charges peuvent être utiles dans les échangeurs de chaleur réels où il est difficile de déterminer la distribution des phases.

## **2 Résultats et discussions**

### **2.1 Distribution en simple phase**

#### **2.1.1 Distribution des débits**

Avant de caractériser la distribution diphasique, qui présente beaucoup plus de complexité qu'en simple phase, la distribution des débits et de pertes de charge en monophasique doivent être évaluées. On représente sur la *Figure 4- 11* la distribution du rapport du débit sur le débit moyen de l'air et de l'eau pour différents débits d'entrée le long des sept tronçons transversaux formant le canal d'échangeur. L'eau et l'air se répartissent, pour toute la gamme des débits étudiés, d'une manière quasi égale sur tous les tronçons avec 5% à 10% de plus de débit dans les tronçons opposées à l'entrée du fluide.

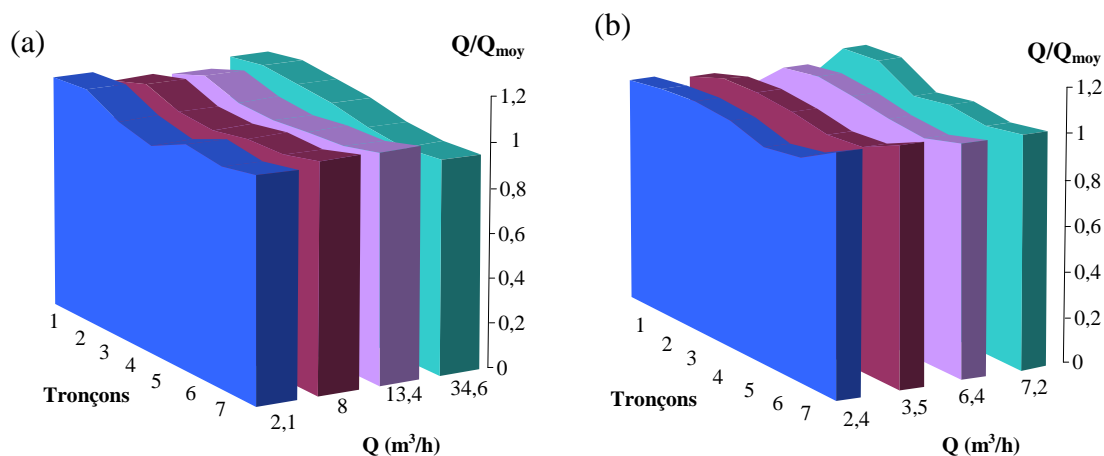


Figure 4- 11 : Distribution de l'air seul (a) et de l'eau seule (b)

### 2.1.2 Effet des pertes de charge sur la distribution en simple phase

Pour étudier la relation entre la distribution des débits et celles des pertes de charge, les pertes de charge entre différents niveaux sont mesurées et leur évolution est montrée sur la *Figure 4- 12* dans le cas de l'eau (les positions des niveaux de mesure de pression P0 à P3 sont définies dans la *Figure 2- 2* du chapitre 2). Pour la zone du distributeur (P0-P1), les pertes de charges sont maximales côté alimentation de l'eau (zone 7) et diminuent le long du distributeur. Cette évolution du gradient de pression (P0-P1) peut être expliquée par une répartition non uniforme de l'eau en amont du distributeur dans la zone des ailettes droites perforées. Les pertes de pression se rééquilibrent dans la zone des ondes « serrated » (P1-P2, P1-P3) ce qui confirme l'importance du distributeur. Donc, cette bonne distribution de débit en simple phase (*Figure 4- 11*) correspond à une distribution uniforme de pertes de charges dans la zone active de l'échangeur formée d'ondes « serrated », c'est à dire entre les niveaux horizontaux P1-P2 et P2-P3 respectivement présentés dans *Figure 4- 12* pour les quatre débits liquide étudiés.

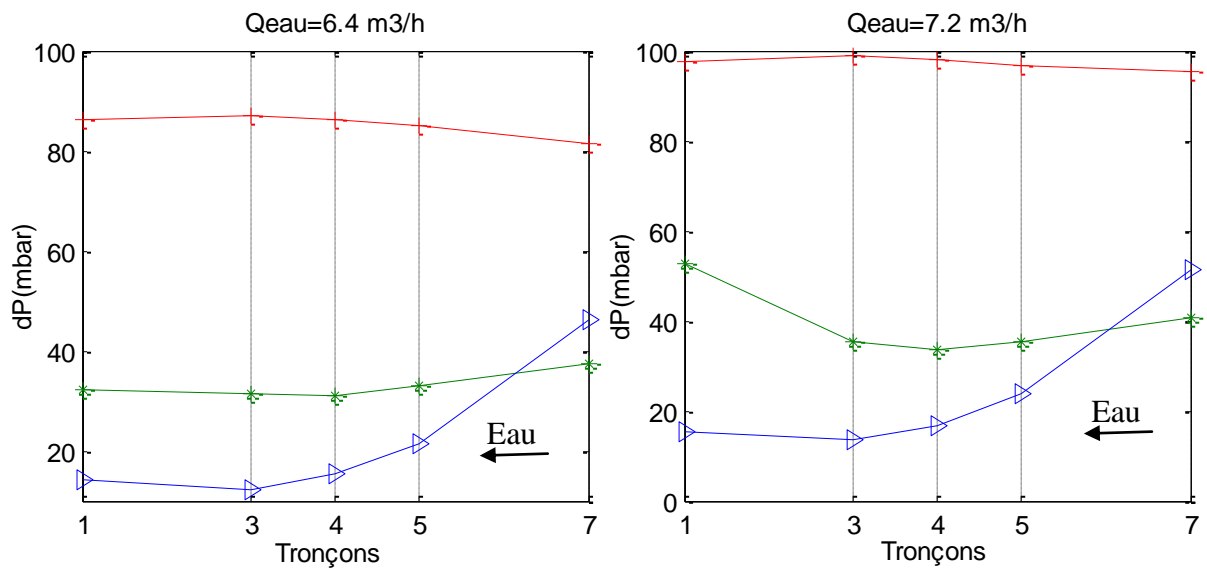
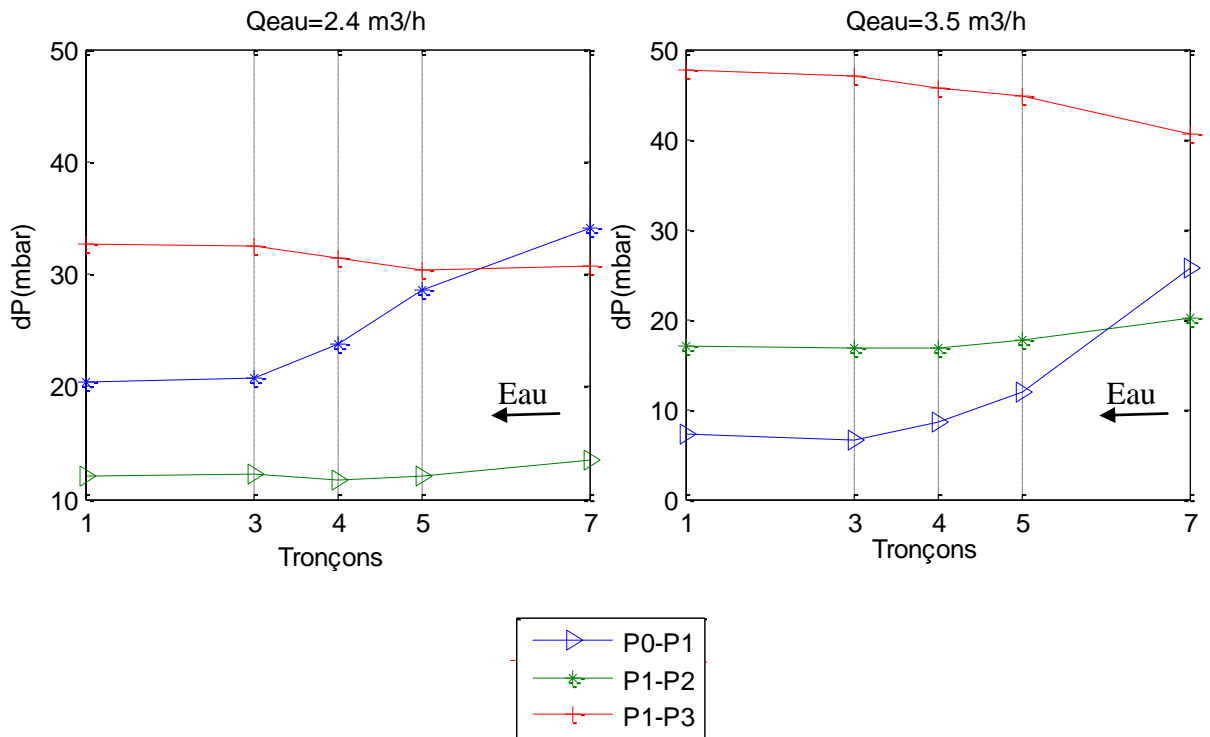


Figure 4- 12 : Répartition des pertes de charge le long de l'échangeur  
Cas de l'écoulement monophasique eau

## 2.2 Distribution diphasique avec deux profilés de distribution

### 2.2.1 Calcul du degré d'uniformité de la distribution diphasique

L'écart type (STD) et le paramètre normalisé de l'écart type (NSTD) des débits de chaque phase ont été employés par *Marchitto et al. (2008)* et par d'autres auteurs. Ces paramètres

reflètent la qualité de la distribution des deux phases dans différentes conditions de fonctionnement. Ils indiquent l'écart d'un débit particulier d'un fluide dans une zone par rapport au débit moyen par zone. Plus leur valeur est petite, plus la distribution est uniforme. Ils ont été employés dans ce travail pour comparer la qualité de la distribution à différents débits et à différentes configurations d'écoulement.

On peut écrire ces deux termes en fonction des débits d'une phase k (l, g) par les équations suivantes :

$$STD_k = \sqrt{\frac{\sum_{j=1}^N (m_{k,j}^*)^2}{N}} \quad (4-7)$$

$$\text{Avec } m_{k,j}^* = \frac{m_{k,j}}{\sum_{j=1}^N m_{k,j} / N}$$

Avec  $m_{k,j}^*$  est le débit de la phase k dans la zone j et N le nombre de zones.

$NSTD_k$  est appelé ' terme de déviation standard normalisé ' ou écart type normalisé, et il est donné par la formule suivante :

$$NSTD_k = \frac{NSTD_k}{NSTD_{kmax}} = \sqrt{\frac{\sum_{j=1}^N (m_{k,j}^*)^2}{N(N-1)}} \quad (4-8)$$

### 2.2.2 Calcul des vitesses superficielles des deux phases

Les vitesses superficielles du gaz et du liquide s'écrivent d'après les relations suivantes :

$$V_{sl} = \frac{Q_l}{S} \quad (4-9)$$

$$V_{sg} = \frac{Q_g}{S} \quad (4-10)$$

où S est la section de passage du fluide dans le canal dans la zone d'ailettes décalées.



### 2.2.3 Alimentation des deux fluides en côtés opposés

La distribution des débits de gaz et du liquide en termes de rapport du débit local sur le débit moyen pour des sept zones divisant la section d'essai est illustrée dans la *Figure 4- 13* et la *Figure 4- 14* en cas d'alimentation des deux fluides à contre courant.

En gardant la valeur faible constante de  $V_{sl}$  ( $V_{sl}=0.13$  m/s), et en faisant varier  $V_{sg}$  ( $0.12 < V_{sg} < 1.9$  m/s), la distribution expérimentale des débits des deux phases à la sortie de l'échangeur est présentée dans la *Figure 4- 13*. On remarque que les répartitions de débits des deux fluides varient en sens inverse l'une de l'autre. A faible débit de gaz ( $V_{sg}=0.12$  m/s), l'air sort pratiquement entièrement par les deux premiers tronçons du côté de son entrée et l'eau occupe le reste des tronçons. Plus le débit d'air augmente ( $V_{sg}=1.9$  m/s), plus sa présence dans les tronçons suivants augmente. Sa répartition est de plus en plus uniforme et  $STD_g$  diminue (*Figure 4- 16*). En revanche, le liquide tend à mal se distribuer, il sort de plus en plus par les premiers tronçons proches du côté de son entrée et  $STD_l$  augmente. Le rapport  $Q/Q_{\text{moy eau}}$  est inférieur à 1 dans les tronçons où le rapport  $Q/Q_{\text{moy air}}$  est supérieur à 1.

Pour une valeur plus élevée de  $V_{sl}$  ( $V_{sl}=0.35$ m/s) et en faisant varier la vitesse superficielle du gaz  $V_{sg}$ , les caractéristiques de la distribution ne changent pas comme le montre la *Figure 4- 14*. Les deux phases gaz et liquide sont encore mal distribuées. La phase gazeuse est préférentiellement distribuée dans les premiers tronçons, alors la phase liquide est généralement distribuée dans les tronçons opposés, même à de faibles vitesses superficielles du gaz. En augmentant le débit du gaz, la distribution du gaz s'améliore et  $STD_g$  diminue (*Figure 4- 16*), réduisant de ce fait la mauvaise distribution du gaz. En revanche, la phase liquide a tendance à alimenter seulement les derniers tronçons et  $STD_l$  augmente.

Les types de profil de distribution du gaz et du liquide montrés dans la *Figure 4- 13* et la *Figure 4- 14* ont été décrits par beaucoup d'auteurs ayant testé un distributeur horizontal relié à des canaux verticaux en écoulement ascendant (*Horiki et Osakabe, 1999*).

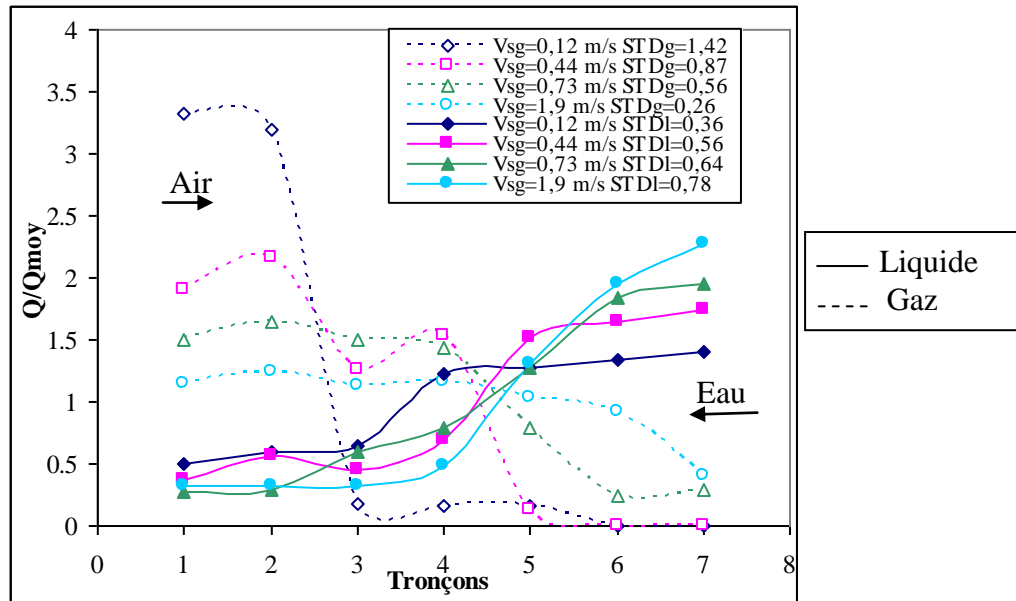


Figure 4- 13 : Profil de la distribution des phases pour différents  $V_{sg}$  et pour  $V_{sl}=0.13$  m/s

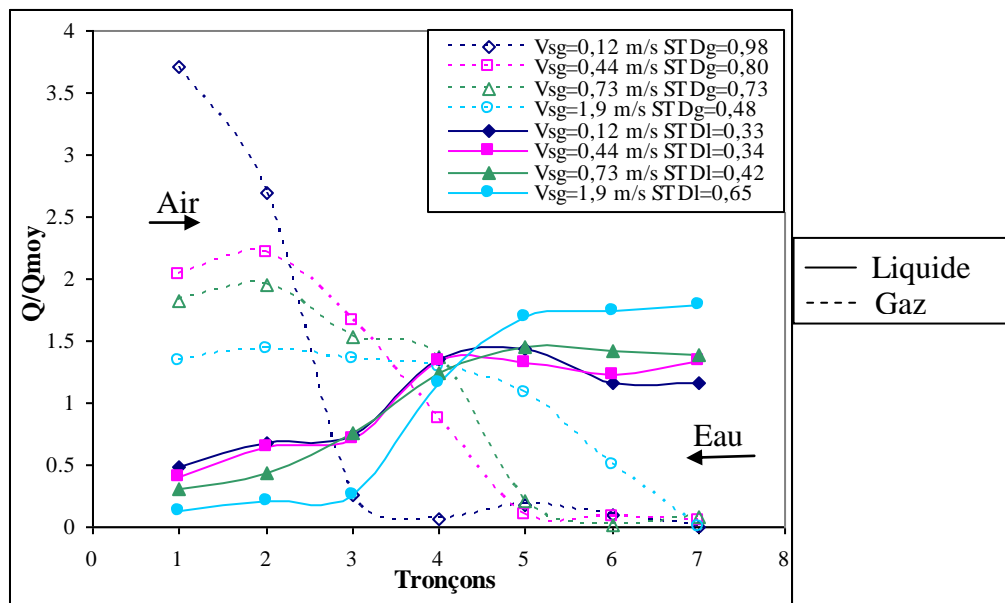


Figure 4- 14 : Profil de la distribution des phases pour différents  $V_{sg}$  et pour  $V_{sl}=0.35$  m/s-alimentation à contre-courant

Des photographies de la sortie du canal d'échangeur pour les conditions correspondant à  $V_{sl} = 0.35$  m/s,  $V_{sg} = 1.9$  et  $V_{sl}=0.13$ ,  $V_{sg}=0.73$  m/s sont reproduites dans la *Figure 4- 15*. Dans cette zone de séparation gaz/liquide, les parties blanches ou agitées sont les interfaces liquide/gaz et indiquent la présence importante de gaz. Une surface libre claire comme dans les zones à gauche de la *Figure 4- 15b* indique que la phase liquide (eau) est seule présente. A fort débit d'air (*Figure 4- 15a*), la zone agitée indique la présence du gaz dans tous les

tronçons. En revanche, à des débits de gaz et liquide plus faibles (*Figure 4- 15b*), le gaz n'est présent que dans les trois premiers tronçons du côté (à droite) de son entrée et les zones restantes contiennent seulement de l'eau. On remarque sur les deux figures que la quantité de liquide est maximale dans les premiers tronçons (à gauche) puis décroît ensuite vers la droite.

(a)

(b)

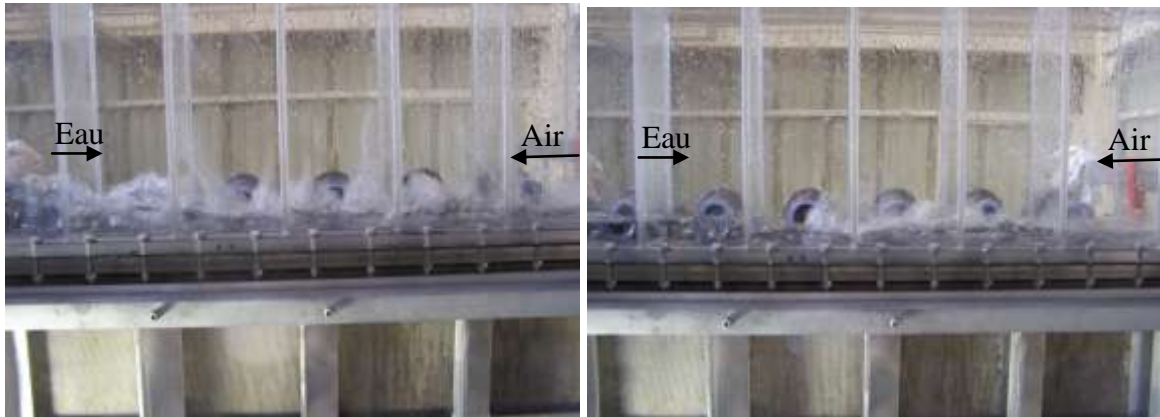


Figure 4- 15 : Photo de la distribution des phases

(a)  $V_{sl}=0.35$  m/s et  $V_{sg}=1.9$  m/s,

(b)  $V_{sl}=0.13$  m/ et  $V_{sg}= 0.73$  m/s

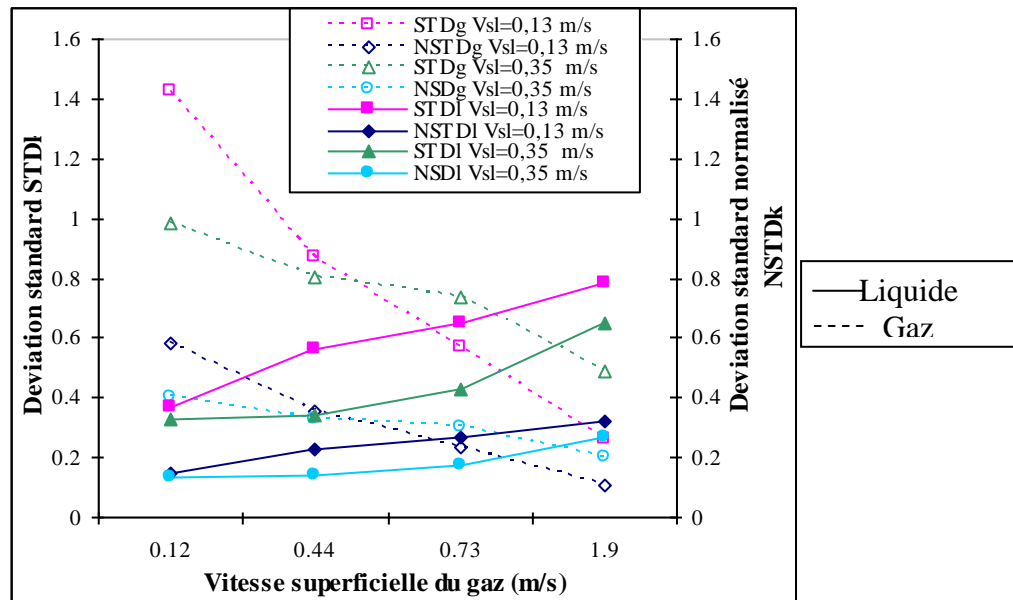


Figure 4- 16 : Distribution des phases en fonction de  $V_{sg}$  pour différentes  $V_{sl}$

On observe sur la *Figure 4- 16* présentant tous les essais réalisés, que plus le débit de gaz augmente, plus  $STDg$  et  $NSTDg$  diminuent : l'air est de mieux en mieux réparti. Par contre

STDl et NSTDI augmentent et l'eau est de plus en plus mal répartie quel que soit son débit en entrée.

#### 2.2.4 Alimentation des deux fluides du même côté

Les profils de distribution ont été également étudiés dans une configuration avec alimentation des deux fluides du même côté (alimentation des deux fluides côté tronçon 7 avec l'eau injectée en bas du distributeur et l'air dans le profilé diphasique). Pour une vitesse superficielle liquide constante ( $V_{sl}=0.13$  m/s) et pour des valeurs variables de vitesse superficielle de gaz, la distribution des phases est représentée sur la *Figure 4- 17*.

Dans ce cas, à faible vitesse superficielle du gaz, l'air sort principalement par les premières zones et force le liquide à aller à l'opposé de son entrée. Avec l'augmentation de  $V_{sg}$ , la distribution de gaz devient plus uniforme : STDg diminue (*Figure 4- 18*). Par contre le liquide est maldistribué. On peut en déduire que la distribution des deux phases a le même aspect que pour le cas d'alimentation en côtés opposés : les répartitions de débits des deux fluides varient en sens inverse l'une de l'autre. L'air sort par les tronçons proches du côté de son entrée, par contre l'eau est envoyée vers les tronçons du côté opposé à son entrée.

La distribution des phases dépend fortement des vitesses superficielles du gaz et du liquide à l'entrée. De même, on observe que plus le débit de gaz augmente, mieux il est réparti et STDg et NSTDg diminuent, en revanche STDl et NSTDI augmentent car le liquide est de plus en plus mal distribué (*Figure 4- 18*).

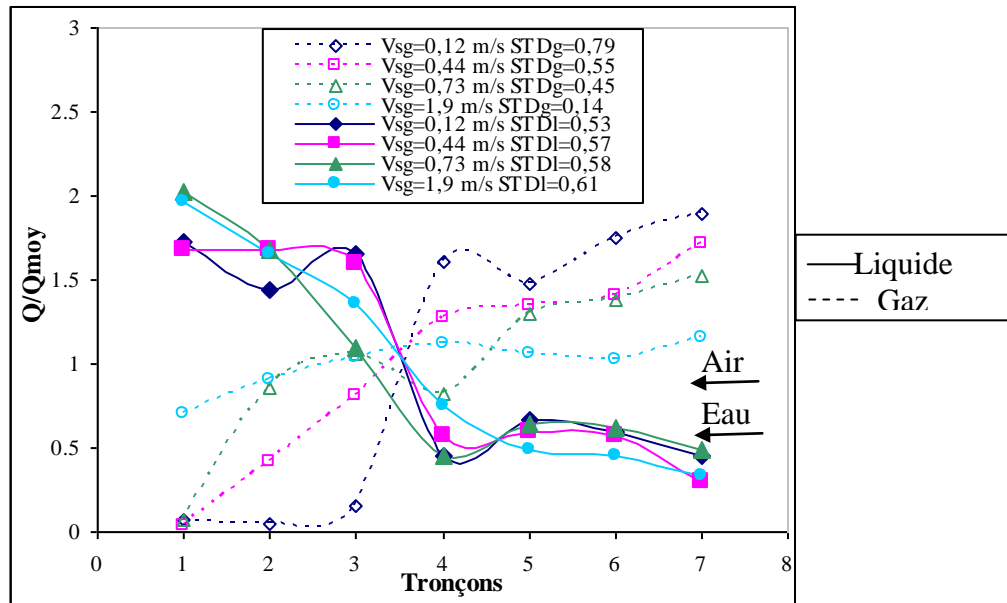


Figure 4- 17 : Profil de la distribution des phases pour différents  $V_{sg}$  et pour  $V_{sl}=0.13$  m/s  
Alimentation du même côté

La comparaison entre les *Figure 4- 13* et *Figure 4- 17* d'une part et les *Figure 4- 15* et *Figure 4- 18* d'autre part, montre que la configuration avec alimentation à co-courant permet une distribution plus uniforme des fluides. Dans les échangeurs industriels où les deux configurations sont possibles, les entrées de phases en co-courants permettraient une meilleure efficacité de l'échangeur de chaleur par rapport à l'alimentation en côtés opposés (*Figure 4- 13* et *Figure 4- 14*).

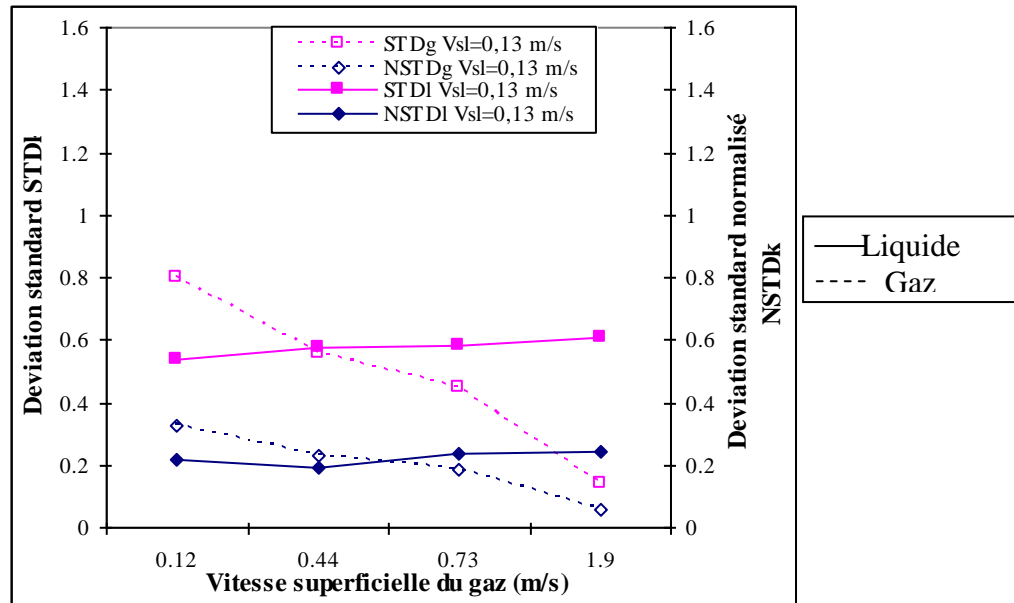


Figure 4- 18 : Evolution de la distribution des phases avec  $V_{sg}$  pour  $V_{sl}=0.13$  m/s

En conclusion, on a observé les effets des vitesses superficielles pour toutes les configurations d'écoulement. Quand le débit de gaz augmente,  $STDg$  diminue indépendamment de la vitesse superficielle du liquide, la distribution de la phase gazeuse s'améliore. Pour la phase liquide, l'augmentation de la vitesse superficielle du gaz entraîne une dégradation de la distribution : seuls les derniers tronçons sont alimentés et  $STDI$  diminue.

Dans les deux configurations étudiées (alimentation à co-courant, alimentation à contre-courant), le paramètre principal de la distribution de phase est la vitesse superficielle de la phase gazeuse.

Toutes ces observations ont été mises en évidence par d'autres auteurs dans la littérature (Marchitto et al., 2008; Horiki et Osakabe, 1999; Kim et Sin, 2006).

Marchitto et al. (2008, 2009) ont étudié la maldistribution des deux phases liquide et gaz dans un échangeur compact cylindrique composé de 16 canaux verticaux et ont montré l'influence des vitesses superficielles du gaz et du liquide sur la distribution. La Figure 4- 19 tirée de l'étude de Marchitto et al., (2008) montre que le gaz sort par les premiers canaux alors que liquide est poussé vers les canaux opposés. Malgré le mélange préalable des deux fluides en amont des tubes, on retrouve la même distribution des fluides que dans notre étude.

En termes physiques, les bulles (de gaz) ou poches circulent avec la même vitesse que le liquide dans ces minicanaux. Puisque le gaz a une énergie cinétique ( $\rho V^2$ ) inférieure à celle du liquide, il occupe plus facilement l'espace du côté de son entrée. Cela explique donc que l'air sort par les premiers tronçons du côté de son entrée et pousse le liquide dans les tronçons opposés.

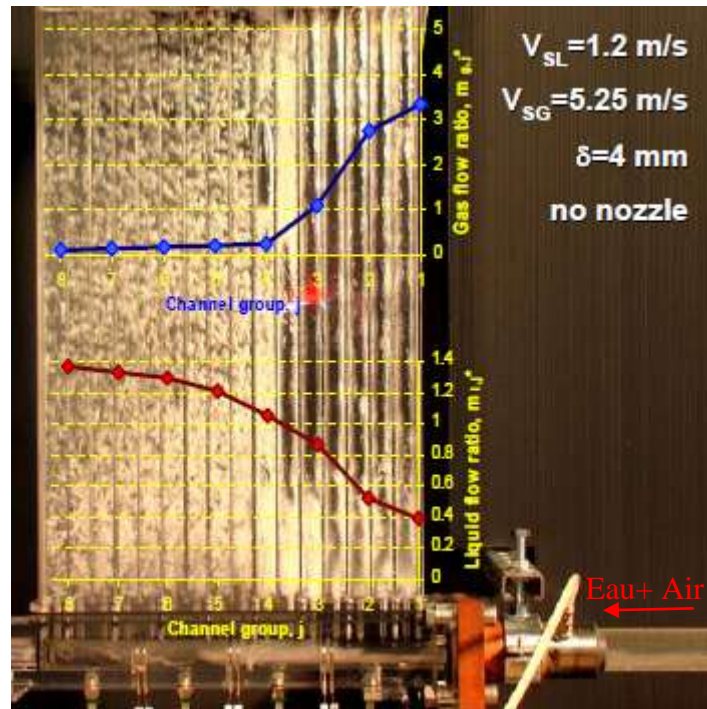


Figure 4- 19 :  $V_{sl}=1.2$  m/s et  $V_{sg}=5.25$  m/s (Etude de Marchitto et al., 2008)

### 2.2.5 Effet des pertes de charge sur la distribution diphasique (cas d'alimentation en co-courant)

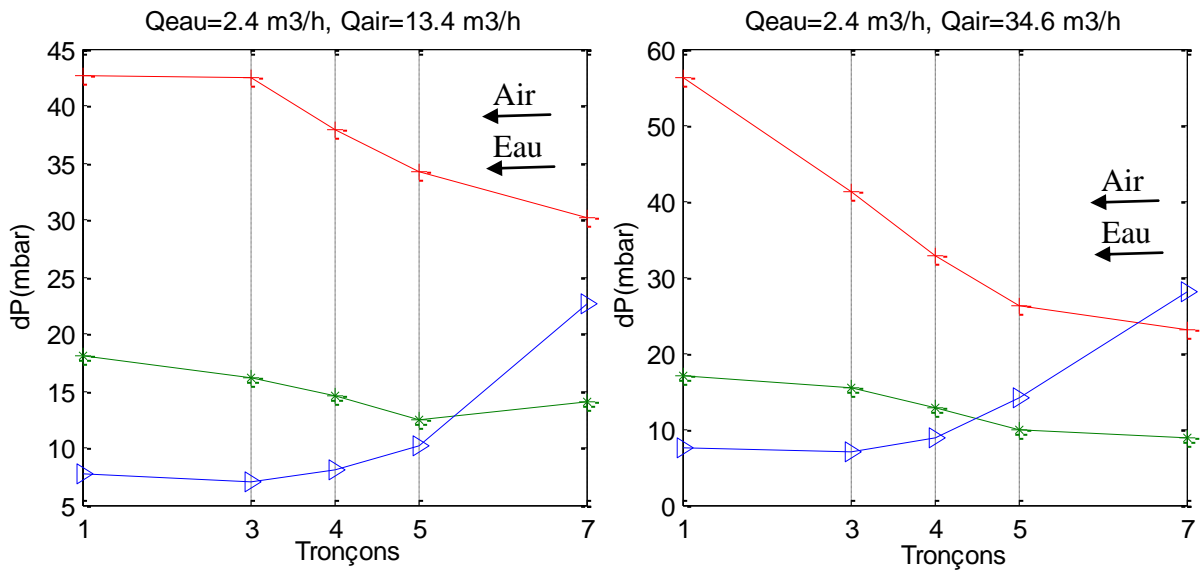
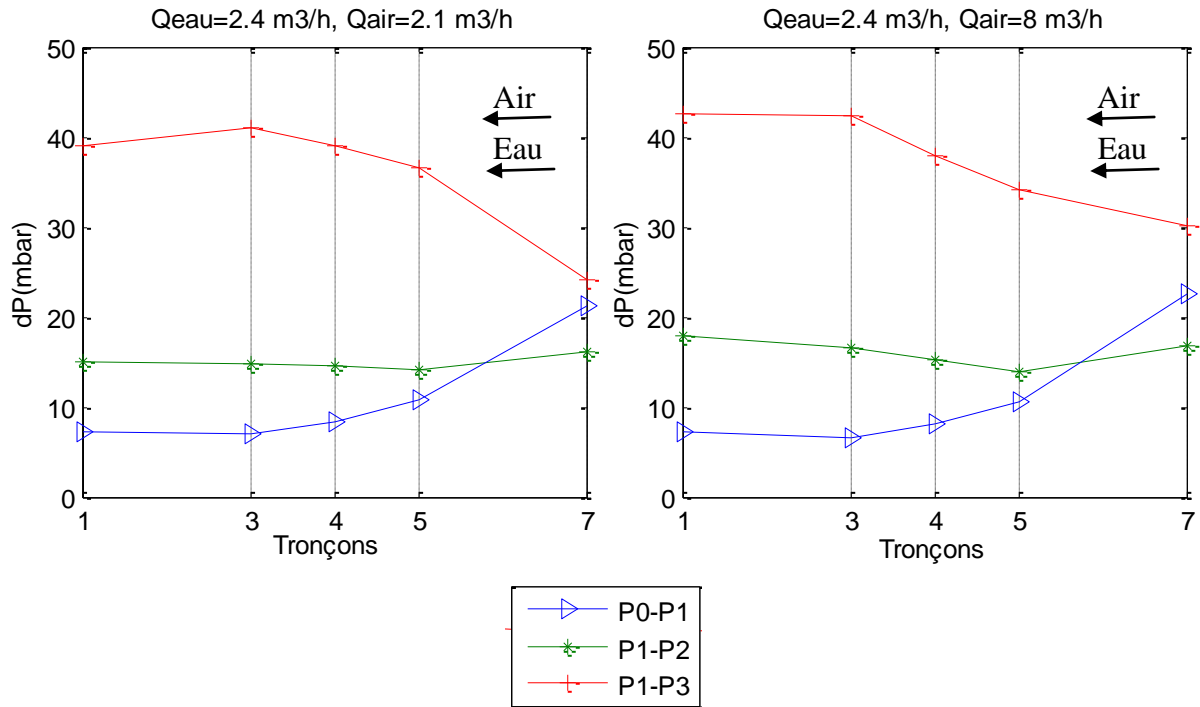
La distribution d'écoulement est liée aux pertes de charge. La distribution uniforme des pertes de charge en simple phase est conforme avec l'uniformité de la distribution monophasique. Donc, dans des écoulements diphasiques où les pertes de charges dépendent des deux phases liquide et gaz, et des régimes d'écoulement, il serait important de savoir lier la répartition des pertes de charge avec la répartition des débits des fluides.

La *Figure 4- 20* décrit la répartition des pertes de charge dans le cas d'alimentation à co-courant et l'*annexe 4* dans le cas d'alimentation à contre-courant entre les quatre niveaux de mesures.

Les pertes de charges montrent dans toutes les figures une évolution décroissante du gradient de pression au niveau du distributeur (P0-P1) avec un maximum du côté de l'entrée de l'eau. Ce résultat est similaire au cas de distribution monophasique liquide.

Par contre, les pertes de charges entre les niveaux 1 et 2 sont quasi-uniformes. Une évolution décroissante des différences de pression dans la zone (P1-P3) est observée depuis les zones opposées à l'entrée d'air. Dans le cas d'alimentation à co-courant, l'eau a tendance à alimenter préférentiellement ces dernières zones. Ce qui fait que les pertes des charges diphasiques suivent l'allure de la distribution de la phase liquide. Les pertes de charges diphasiques sont fonction des nombres de Reynolds liquide et gaz (*Eisenklam and Ford, 1962*). Puisque les nombres de Reynolds pour l'eau sont beaucoup plus importants que les Reynolds air, les pertes de charges suivent surtout l'allure de la distribution de la phase liquide. D'autres auteurs (*Azzi et al., 2010, Das et Das, 2005*) ont mis en évidence aussi que dans les zones à débit de gaz faible les pertes de charges sont importantes. On peut conclure que la mesure de la distribution des pertes de charge dans les échangeurs est nécessaire pour détecter les zones alimentées surtout en liquide. Cette simple constatation pourra être contrôlée tous les jours dans les échangeurs industriels afin d'améliorer les échanges thermiques, éviter les zones sèches et allonger la durée de vie de l'échangeur.





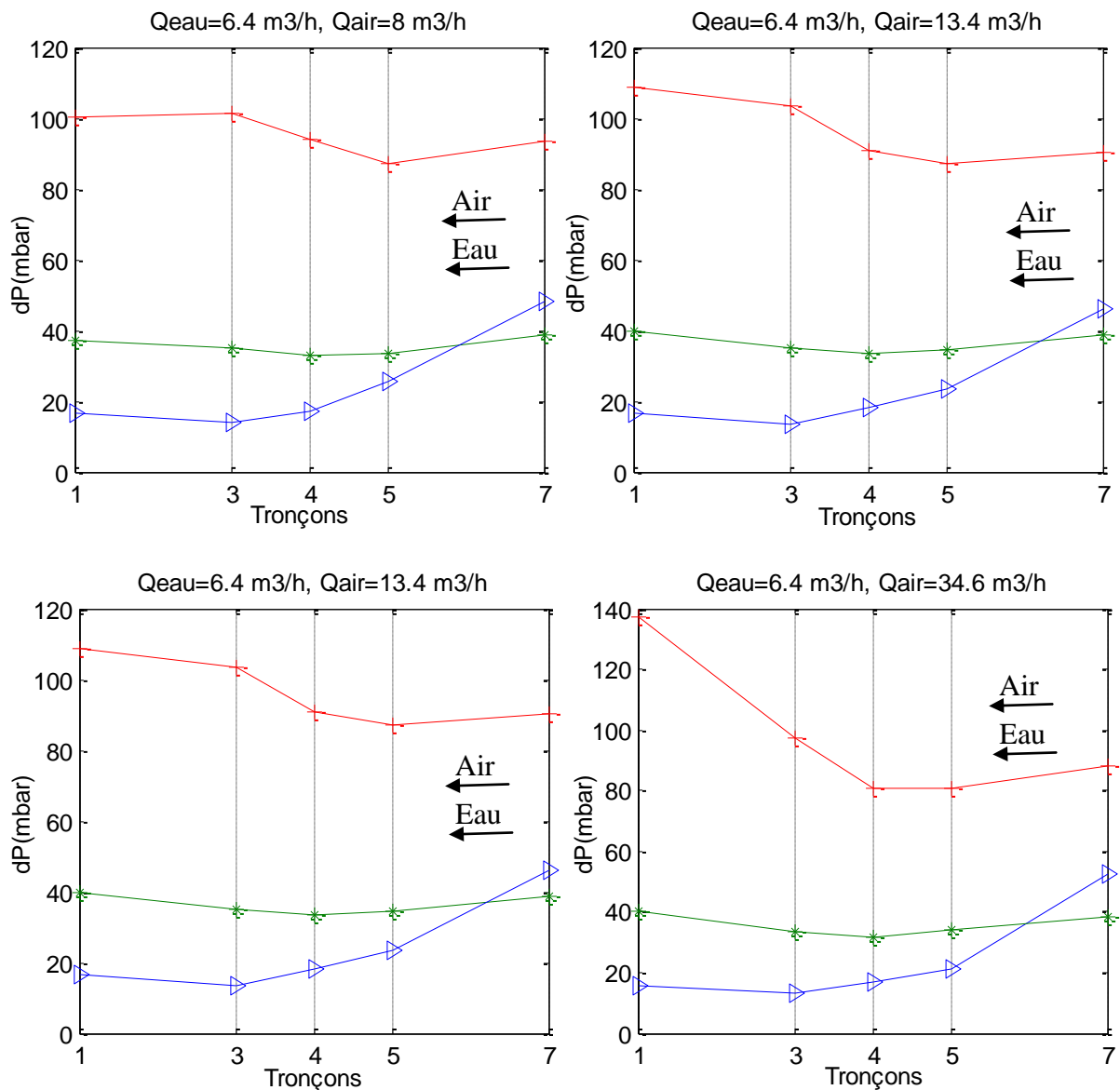


Figure 4- 20 : Répartition des pertes de charges alimentation du même côté

### 2.2.6 Alimentation du même côté en inversant les entrées des deux fluides

Dans ce cas, les fluides sont alimentés du même côté et on permute leurs entrées : l'eau est injectée dans le profilé et l'air est injecté en bas du distributeur. La [Figure 4- 21](#) présente la distribution des deux phases obtenues en gardant la vitesse superficielle du liquide constante  $V_{sl}=0.13$  m/s et en faisant varier la vitesse superficielle du gaz ( $0.12 < V_{sg} < 1.9$  m/s).

Nous observons que le mélange des deux phases est présent dans tous les tronçons pour toute la gamme du débit de gaz étudiée. En revanche, la distribution du liquide et du gaz diffère d'un tronçon à un autre. L'aspect de la répartition du liquide est le même pour les

différents débits de gaz. En augmentant  $V_{sg}$ , le gaz est de mieux en mieux distribué et  $STDg$  diminue. Par contre, la différence du débit d'eau entre deux tronçons adjacents augmente et  $STDI$  augmente.

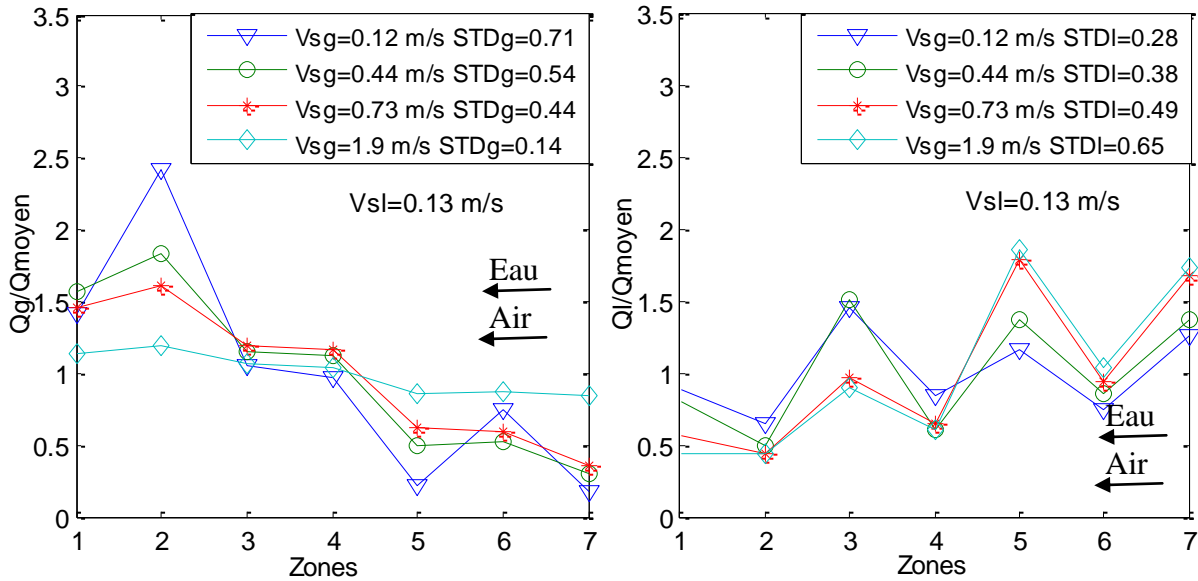


Figure 4- 21 : Profil de la distribution du gaz et du liquide pour  $V_{sl}=0.13$  m/s

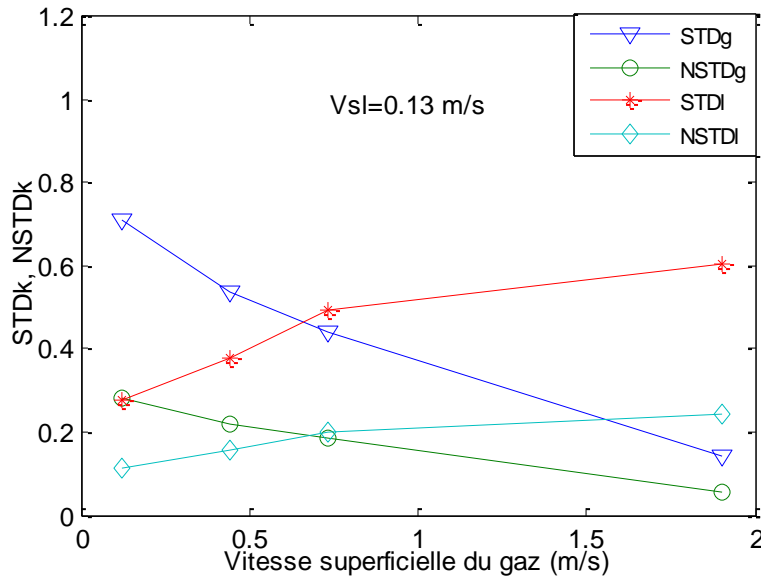


Figure 4- 22 : Evolution de la distribution des phases avec  $V_{sg}$  pour  $V_{sl}=0.13$  m/s

Pour mieux voir les effets des vitesses superficielles sur la distribution des phases, la Figure 4- 22 présente les variations des paramètres  $STD$  et  $NSTD$  pour les deux phases. On retrouve le même comportement de la distribution : quand le débit de gaz augmente, le  $STDg$  diminue, ainsi la distribution de la phase gazeuse est plus uniforme, mais en même temps, le  $STDI$  augmente et le liquide remplit seulement les premières zones du côté de son entrée.

A une vitesse superficielle du liquide plus importante ( $V_{sl}=0.21$  m/s) et en faisant varier le débit du gaz ( $0.12 < V_{sg} < 0.73$  m/s), les deux phases se répartissent d'une manière encore plus homogène (voir *Figure 4- 23* et *Figure 4- 24*). A  $V_{sl}=0.21$  m/s, le débit du gaz diminue en allant du tronçon 2 vers 7 pour  $V_{sg}=0.44$  et  $0.73$  m/s et il n'y a pas d'air dans le dernier tronçon. Avec cette vitesse plus importante du liquide,  $STD_g$  varie de 1.05 à 0.48 en augmentant le débit du gaz. Par contre, la phase liquide est mieux distribuée et  $STD_l$  augmente de 0.27 à 0.31 pour  $V_{sg}$  variables de 0.12 à 0.73 m/s comparé aux variations de 0.14 à 0.49 à faible  $V_{sl}$  ( $V_{sl}=0.13$  m/s, *Figure 4- 21*).

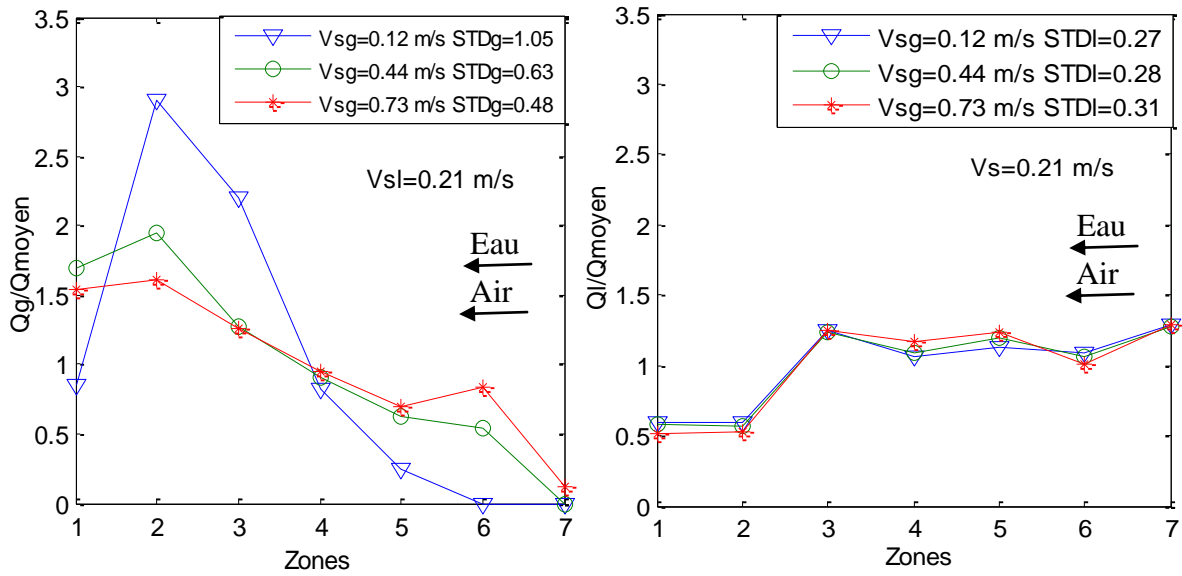


Figure 4- 23 : Profil de la distribution du gaz et du liquide pour  $V_{sl}=0.21$  m/s

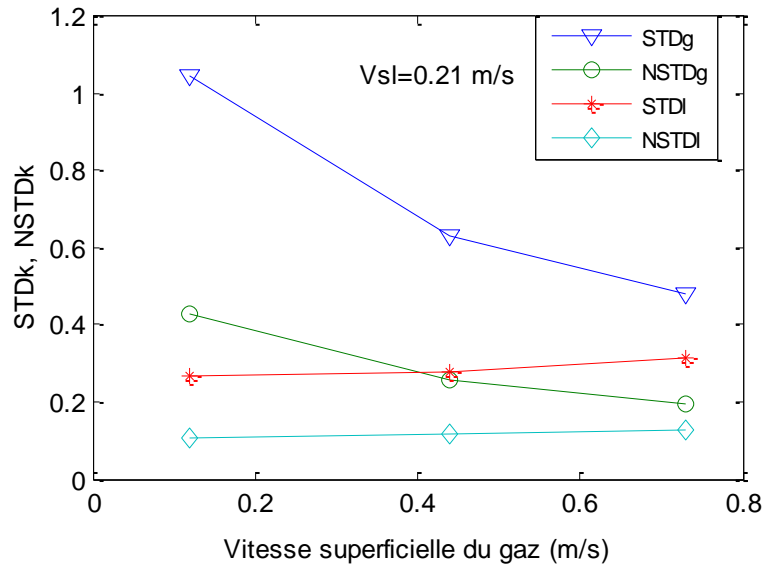


Figure 4- 24 : Déviation standard du liquide et du gaz pour  $V_{sl}=0.21$  m/s

Les valeurs de STDI deviennent donc plus faibles en augmentant le débit du liquide, donc plus on augmente le débit du liquide, meilleure est la distribution du liquide dans cette configuration.

Dans ce cas (air injecté en bas du profilé diphasique, eau injectée dans ce profilé), la zone où les deux fluides sont bien mélangés est plus importante et occupe presque la totalité de la largeur du canal. Donc cette configuration, bien que la distribution des deux phases ne soit pas encore parfaite, est plus homogène (présence des deux phases dans la presque totalité des

tronçons) que dans les cas précédents où l'air est injecté dans le distributeur et l'eau en dessous du distributeur. Dans cette configuration (alimentation en co-courant avec l'air injecté en bas du distributeur et la phase liquide dans le distributeur) la distribution des phases est affectée par les vitesses superficielles des deux fluides mais principalement par celle du liquide.

### 2.2.7 Effet de la pression constante à la sortie sur la distribution des phases $P_{\text{sortie}}=0$

Pour étudier l'effet de la pression de sortie du canal, nous avons changé la condition de pression imposée par le séparateur gaz-liquide muni des conduites de sortie de l'eau et de l'air (pour mesurer leurs débits). En modifiant cette configuration de sortie de la maquette en enlevant les conduites de sortie de l'air, une pression de sortie uniforme égale à la pression atmosphérique est imposée.

La *Figure 4- 25* montre que le débit d'eau est alors maximal au milieu de l'échangeur. Cette distribution n'a jamais été rencontrée dans les essais précédents. La distribution du gaz n'est pas mesurée, parce qu'on a enlevé les sorties de l'air donc on n'a pas de mesure de débits. On peut conclure que la distribution des phases est sensiblement affectée par la répartition de la pression de sortie de l'échangeur. Notre système de mesure et séparation des débits de gaz et liquide en sortie introduit donc une perturbation de la distribution, comparé au cas réel où les deux fluides sortent ensemble à la même pression.

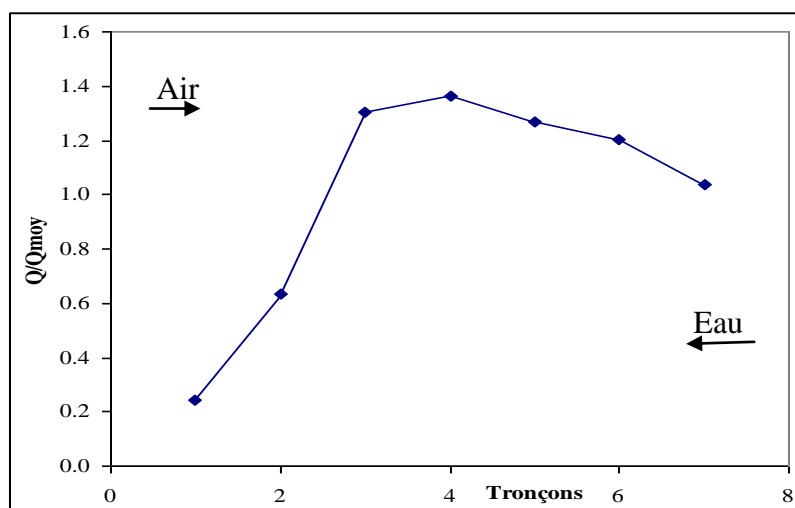


Figure 4- 25 : distribution de la phase liquide (cas d'alimentation en côtés opposés)

Le *Tableau 4- 1* résume les valeurs de paramètres STDl et NSTD obtenues sur tous les essais. On rappelle que plus STDl et NSDTl sont proches de 0, meilleure est la distribution.

*Tableau 4- 1: Qualité de la distribution de l'eau*

Essais diphasiques		STDl	NSTDl
Alimentation du même coté	Q <sub>eau</sub> =2.4 m3/h, Q <sub>air</sub> =29.2 m3/h	0.31	0.12
Alimentation en côtés opposés	Q <sub>eau</sub> =2.4 m3/h, Q <sub>air</sub> =29.2 m3/h	0.39	0.16

La distribution reste toujours meilleure en cas d'alimentation des deux fluides du même coté (STDg=0.31).

### 2.2.8 Essais diphasiques avec même $\rho V^2$ que des mélanges d'hydrocarbures

Pour comparer la distribution en eau/air à celle du couple liquide/vapeur du mélange d'hydrocarbures, nous avons essayé de reproduire le comportement du cas du fluide 110 avec de l'eau et de l'air, en conservant les produits  $\rho V^2$ , de chaque phase en compensant les différences de masse volumique par une modification de la vitesse expérimentale entre liquide et eau, et vapeur et air.

Les résultats de cet essai sont résumés dans le *Tableau 4- 2* suivant en termes des paramètres statistiques (STD, NSTD).

*Tableau 4- 2: Qualité de la distribution de l'eau et l'air*

Essais diphasiques		STDl	NSTDl	STDg	NSTDg
Alimentation du même côté	Q <sub>eau</sub> =1.4m3/h, Q <sub>air</sub> =33 m3/h	1.10	0.45	0.15	0.06
Alimentation en côté opposés	Q <sub>eau</sub> =1.4m3/h, Q <sub>air</sub> =33 m3/h	0.59	0.24	0.21	0.09

Dans ce cas, la distribution des phases garde le même aspect : le gaz sort par les premiers tronçons du côté de son entrée et envoie le liquide vers l'extrémité opposée. Mais le gaz est

mieux distribué dans les deux configurations d'écoulements avec une alimentation des fluides du même côté ou en côtés opposés ( $0.15 < \text{STDg} < 0.21$ ).

### 2.2.9 Effet de la pression à l'entrée $\Delta P_{\text{entrée}}=0$

Une autre condition d'entrée a été testée : les débits d'eau et d'air ont été ajustés de manière à obtenir une pression identique dans les conduites d'entrée de l'eau et de l'air (2.4 m<sup>3</sup>/h pour l'eau et 29.2 m<sup>3</sup>/h pour l'air) (*Tableau 4- 3*).

*Tableau 4- 3: Qualité de la distribution de l'eau et l'air*

Essais		STDl	NSTDl	STDg	NSTDg
Alimentation du même côté	Q <sub>eau</sub> =2.4 m <sup>3</sup> /h, Q <sub>air</sub> =29.2 m <sup>3</sup> /h	0.55	0.23	0.20	0.08
Alimentation en côtés opposés	Q <sub>eau</sub> =2.4 m <sup>3</sup> /h, Q <sub>air</sub> =22 m <sup>3</sup> /h	0.66	0.27	0.39	0.16

La distribution des phases présente le même aspect que celui vu dans les figures 3-9, 3-10 et 3-13 et elle est de qualité moyenne : le gaz est bien distribué ( $0.20 < \text{STDg} < 0.39$ ) et le liquide est moins bien distribué ( $0.55 < \text{STDl} < 0.66$ ).

La distribution des phases est toujours meilleure en cas d'alimentation des deux fluides du même côté.

## Commentaires et conclusions

L'intérêt de cette étude expérimentale sur la maquette FIVE réside dans la qualification et la détermination des paramètres influant sur la distribution des phases. Ce travail constitue une première étape dans l'optimisation de la conception de l'échangeur de chaleur à plaques et ondes.

Dans ce chapitre, l'hydrodynamique de l'échangeur à plaques et ondes a été étudiée. Une corrélation du facteur de friction monophasique dans les ondes « serrated » a été établie pour l'écoulement du régime laminaire au régime turbulent pour l'eau ainsi que pour l'air et comparée aux simulations numériques CFD. Des distributions de pertes de charge et des débits des deux phases ont été expérimentalement étudiées. L'étude de profil des pertes de



charge à l'intérieur du distributeur est très importante pour pouvoir décrire la distribution de phases à l'intérieur des canaux. Deux configurations d'alimentation de deux fluides à co-courant et à contre courant ont été examinées et la position respective des injections d'air et d'eau montre un effet important sur la qualité de la distribution. L'analyse des résultats obtenus en faisant varier les vitesses superficielles du gaz et du liquide montre que la qualité de la distribution d'écoulement diphasique est affectée plus par la vitesse superficielle du gaz que par celle du liquide. La configuration avec alimentation à co-courant permet une distribution plus uniforme des deux phases liquide et gaz.

## Références

- Azzi, A.1, Attiyah, A.Al, Qi, L, Cheema, W., Azzopardi, B.J., 2010. Gas-liquid two-phase flow division at a micro-T-junction, *Chemical Engineering Science* 65, 3986-3993.
- Bhowmik, H., Lee, K.-S., 2009. Analysis of heat transfer and pressure drop characteristics in an offset strip fin heat exchanger. *International Communication in Heat and Mass Transfer* 36, Issue 3, 259-263.
- Das, G., Das, P.K., Azzopardi, B.J., 2005. The split of stratified gas-liquid flow at a small diameter T-junction. *International Journal of Multiphase Flow* 31, 514-528.
- Eisenklam, P., Ford, L.H., 1962. On the interaction of fluids and solids, *Inst.Chem. Engrs. London*, 333-344.
- Guo Lihua, Quin Fren, Chen Jiangping, Chen Zhijiu, Yimin Zhou, Influence of Geometrical factors and pressing mould wear on thermal-hydraulic characteristics for steel offset strip fins at low Reynolds number. *International Journal of Thermal Sciences* 46 (2007) 1285-1296.
- Guo Lihua, Chen Jiangping, Quin Fren, Chen Zhijiu, Wenfeng Zhang, Empirical correlation for lubricant side heat transfer and friction characteristics of the HPD type offset strip fins. *International Communication in Heat and Mass Transfer* 35 (2008) 251-262.
- Junqi Dong, Jiangping Chen, Zhijiu Chen, Yimin Zhou, Air side thermal-hydraulic performance of offset strip fin aluminium heat exchangers. *Applied Thermal Engineering* 27 (2007) 306-313.
- Joshi, H.M., Webb, R.L., 1987. Heat-transfer and friction in the offset strip fin heat exchanger, *Int. J. Heat Mass Transfer* 30 69-84.
- Kim, N.-H., Sin, T.-R., 2006. Two-phase flow distribution of air-water annular flow in parallel flow heat exchanger. *International Journal of Multiphase flow* 32, 1340-1353.
- Lihua, G., Fren, Q., Jiangping, C. Zhijiu, C., 2008. Lubricant side thermal-hydraulic characteristics of steel offset strip fins with different flow angles. *Applied Thermal Engineering* 28, 907-914.
- Marchitto, A., Fossa, M., Guglielmini, G., 2009. Distribution of air-water mixtures in parallel vertical channels as an effect of the header geometry. *Experimental Thermal and Fluid Science* 33, 895-902.
- Marchitto, A., Devia, F., Fossa, M., Guglielmini, G., Schenone, C., 2008. Experiments on two-phase flow distribution inside parallel channels of compact heat exchangers. *International Journal of Multiphase flow* 34, 128-144.
- Manglik, R.M., Bergles, A.E., 1995. Heat transfer and pressure drop correlations for rectangular offset strip fin compact heat exchanger. *Experimental Thermal and Fluid Science* 10, 171-180.
- Manson, S.V., 1950. Correlations of heat transfer data and friction data for interrupt plain fins staggered in successive rows, *NACA Tech. Note 2237*, Washington.
- Menter, F.R., 1994. Two-equation eddy-viscosity turbulence models for engineering applications. *AIAA-Journal*, Volume 32, pp 8.
- Mochizuki, S., Yagi, Y., Yang, W-J., 1987. Transport phenomena in stacks of interrupted parallel plate surfaces, *Exp. Heat Transfer* 1 127-140.

Steinke, M.E., Kandlikar, S.G., Single phase liquid heat transfer in plain and enhanced microchannels. Proceedings of ICNMM2006 Fourth International Conference on Nanochannels, Microchannels and Minichannels June 19-21, 2006, Limerick, Ireland

Patankar S. V. Spalding, D. B., 1972. A calculation procedure for heat, mass and momentum transfer in three-dimensional parabolic flows, *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, Volume 15, pp 1778-1806.

Peng, H., Ling, X., 2008. Numerical modeling and experimental verification of flow and heat transfer over serrated fins at low Reynolds number. *Experimental Thermal and Fluid Science* 32, 1039-1048.

Wieting, A.R, 1975. Empirical correlation for heat transfer data and of flow friction characteristics of rectangular offset strip fin plate-plate heat exchangers. *International Journal of heat transfer* 97, 488-490.

Wilcox, D.C., 1986. Multiscale model for turbulent flows, AIAA 24th Aerospace Sciences Meeting. American Institute of Aeronautics and Astronautics.

W.M.Kays, A.L.London, Compact heat Exchangers, 3rd New York, 1984.



---

## CHAPITRE 5: SIMULATIONS NUMERIQUES DE L'ÉCOULEMENT DANS LE DISTRIBUTEUR

---

Ce chapitre est consacré à la simulation par mécanique des fluides numérique de l'écoulement au sein du distributeur avec une géométrie identique à la configuration industrielle en utilisant un modèle de suivi d'interface. L'objectif est de simuler numériquement l'injection du gaz dans le liquide pour analyser la capacité des outils numériques à retrouver les régimes d'écoulement diphasiques à la sortie du distributeur. Une simulation en trois dimensions est réalisée avec le code de mécanique des fluides numérique FLUENT et le modèle de suivi d'interfaces « volume of fluid » (VOF). Après une présentation du contexte général de l'étude et de quelques études numériques qui mettent en évidence la capacité à modéliser les régimes d'écoulement diphasiques, les équations du modèle sont présentées. L'effet de l'angle de contact sur les résultats numériques est étudié. Pour valider ces résultats, une comparaison entre les résultats numériques et les résultats expérimentaux est réalisée. L'implantation de cette méthode de suivi d'interface permet une reproduction satisfaisante du processus de formation des régimes d'écoulement.

**Mots clés :** Simulations numériques, distributeur, régimes d'écoulement



## Introduction

La distribution des fluides dans un échangeur compact est d'abord liée à la manière dont sont réparties les phases à la sortie du distributeur. Le distributeur joue donc un rôle primordial puisqu'ensuite il n'y a pas ou peu de transferts ou d'échanges latéraux de matière au sein de l'échangeur (cf. chapitre 3). La maîtrise de la distribution diphasique passe donc par la compréhension de la formation des régimes d'écoulement à partir du distributeur qui a pour but la répartition des phases dans les canaux de l'échangeur.

Les régimes d'écoulement influent sur les pertes de charges diphasiques, qui affectent la performance et la stabilité du système, à travers les taux d'échange de quantité de mouvement entre phases et les transferts de masse et de chaleur lors du changement de phase.

Etant donné l'influence considérable des vitesses superficielles des deux fluides, et de leurs propriétés physiques (masse volumique, viscosité, tension superficielle par exemple) sur la distribution de l'écoulement dans les canaux, il est pertinent d'étudier l'effet de ces paramètres sur les régimes d'écoulement en sortie du distributeur. L'objectif de ce chapitre est donc de déterminer et d'analyser les régimes d'écoulement dans le distributeur installé dans la maquette « Five ».

Les simulations numériques, pour autant qu'elles soient validées expérimentalement, permettent d'obtenir les influences de ces divers paramètres sur les distributions des phases et les régimes d'écoulement, de manière plus simple qu'en réalisant des expériences, et d'envisager leur exploitation pour des cas d'intérêt industriel.

Ce chapitre est organisé comme suit: Dans la première partie, la méthode VOF qui est plus adaptée pour la simulation des interfaces gaz-liquide soumises à de grandes déformations en raison de ses propriétés de conservation de masse, et de sa pertinence pour les problèmes où les grands changements de topologie de surface se produisent (*Santos et Kawaji, 2010*) est décrite. Cette méthode de suivi d'interface est appliquée sur toute la géométrie du distributeur avec ses dimensions réelles et est utilisée pour étudier l'écoulement dans le distributeur. Dans la deuxième partie, la visualisation de l'écoulement dans le distributeur est réalisée à l'aide de la caméra rapide et une étude comparative avec les résultats des simulations est réalisée pour les valider.

## I. Etat de l'art

Les propriétés de mouillage des liquides sur les parois d'un canal, et plus particulièrement l'angle de contact, affectent les régimes d'écoulement diphasique dans les microcanaux (*Rosengarten et al., 2006* et *Santos et Kawaji, 2010*). L'étude de l'influence de l'angle de contact est nécessaire dans le cadre de notre étude. L'influence de l'angle de contact est importante dans les problèmes diphasiques, en particulier ceux impliquant les régimes à bulles et à poches dans des canaux, non seulement parce qu'il influe sur la forme des poches, mais aussi parce qu'il affecte leurs déplacements dans le canal (la vitesse). Pour comprendre ce mécanisme, il est utile d'examiner un cas simple, décrit par West (*1911*). Dans un canal où circule de l'air et une phase liquide les pertes de pression imposées pour produire un débit volumique  $Q$  sur une distance  $L$  sont données par l'équation (5-1). Cela signifie que les pertes de pression d'écoulement diphasique dans un microcanal sont affectées par la valeur de l'angle de contact, ainsi que la tension interfaciale.

$$\Delta P = \frac{8Q \mu L}{\pi r^4} - \frac{2\sigma}{r} \cos(\theta) \quad (5-1)$$

*Young (1805)* a été le premier chercheur à établir une expression pour l'angle de contact statique ( $\theta$ ), en supposant que chacune des trois frontières entre les phases (solide / liquide, solide / gaz et gaz / liquide) a une tension superficielle particulière ( $\sigma$ ). L'angle de contact statique de Young est obtenu sur une surface parfaitement plane en équilibre thermodynamique. Par exemple, pour un système liquide/gaz/solide,  $\sigma_{lg}$  est la tension superficielle liquide/gaz et  $\sigma_{sl}$  et  $\sigma_{sg}$  sont les tensions des interfaces solide-liquide et solide-gaz respectivement. L'équation résultante de Young pour l'angle de contact est présentée par l'équation (2), et l'arête triple gaz-liquide-paroi est schématisé *Figure 5- 1*. Les angles de contact dans l'intervalle  $0^\circ \leq \theta < 90^\circ$  sont appelés des angles mouillants (ou hydrophiles) et ceux dans la plage de  $90^\circ \leq \theta \leq 180^\circ$  sont appelés non-mouillants (ou hydrophobes).

$$\sigma_{sl} + \sigma \cos(\theta) = \sigma_{sg} \quad (5-2)$$



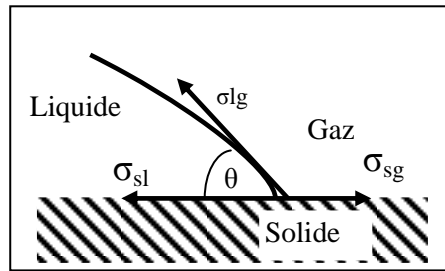


Figure 5- 1 : La configuration de l'angle de contact de Young (1805)

Toutefois, dans les expériences où l'interface entre phases est en mouvement, il est possible d'observer l'existence de deux angles de contact différents, l'un du côté où le liquide avance ( $U > 0$ ) et l'autre du côté où le liquide recule ( $U < 0$ ), avec  $U$  vitesse axiale du liquide. La valeur limite de  $\theta$  quand  $U \rightarrow 0$  est nommé angle de contact d'avance ( $\theta_a$ ) du côté  $U > 0$  et angle de contact de recul ( $\theta_r$ ) du côté  $U < 0$ . Dans certains systèmes, il existe un intervalle  $\{\theta_r, \theta_a\}$  dans lequel la ligne de contact ne se déplace pas, et cette non unicité de l'angle de contact est appelée angle de contact avec hystérésis (Dussan, 1979). Bien qu'ayant un effet significatif, l'existence de l'angle de contact dynamique n'est pas toujours facile à prendre en compte dans l'interprétation des expériences et dans les simulations numériques. Bogan *et al.* (2010) ont développé et implanté un modèle 3D dans la méthode VOF disponible dans le code commercial Fluent pour simuler un écoulement diphasique en conditions de mouillage mais avec un angle de contact dynamique.

Des simulations ont été réalisées par Goel *et al.* (2009) pour étudier l'influence de l'angle de contact avec la paroi du canal ( $\theta = 1^\circ$  à  $90^\circ$ ) sur les formes de bulles et les périodes de formation de bulles. Un exemple de résultat est présenté [Figure 5- 2](#).

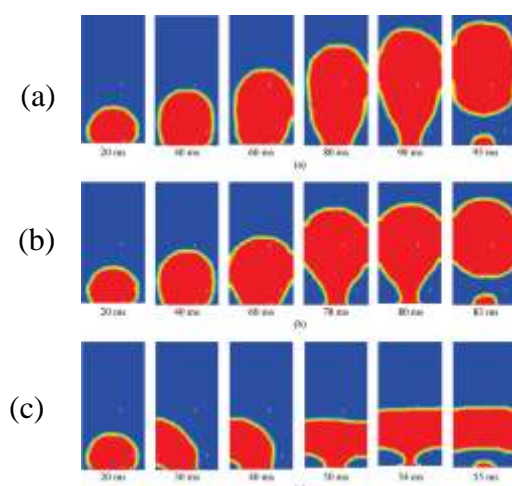


Figure 5- 2 : Effet de l'angle de contact sur la période de formation des bulles pour le couple air-eau: (Goel et al. (2009))

(a)  $\theta=1^\circ$  (période de formation d'une bulle 95 ms),

(b)  $\theta=30^\circ$  (période de formation d'une bulle 83 ms),

(c)  $\theta=90^\circ$  (période de formation d'une bulle 55 ms)

( $V_{sg}= 0.012$  m/s,  $V_{sl}= 0.0178$  m/s).

Dans le cas où  $\theta=1^\circ$ , après que l'interface gaz-liquide touche la paroi, la partie inférieure de la bulle qui forme ce que l'on appellera le « cou » peut se déformer fortement (comme le montre la [Figure 5- 2a](#)). En conséquence, le processus de la formation du cou et le détachement prennent plus de temps (période de formation de bulles 95 ms). Pour  $\theta=30^\circ$ , comme l'angle de contact instantané devient inférieur à  $30^\circ$ , la ligne de contact se propage vers l'extérieur et donc le détachement du cou survient plus tôt (période de formation de bulles 83 ms) (voir [Figure 5- 2b](#)). Cela est encore plus visible dans le cas de  $\theta=90^\circ$ : la longueur du cou est très faible et le détachement se produit assez rapidement (période de formation de bulles 55 ms) (voir [Figure 5- 2c](#)). D'après cette étude, l'effet de l'angle de contact sur les processus de formation des bulles est notable et il doit être pris en compte.

Pour tester l'effet d'un calcul en trois dimensions, [Santos et Kawaji \(2010\)](#) ont comparé des simulations en deux et trois dimensions en utilisant un débit, un maillage et des paramètres de solveur identiques. Ils ont constaté que, à taux de cisaillement élevé, les prédictions du modèle diffèrent sensiblement, comme le montrent les tracés de contours de phase illustrés [Figure 5- 3](#).

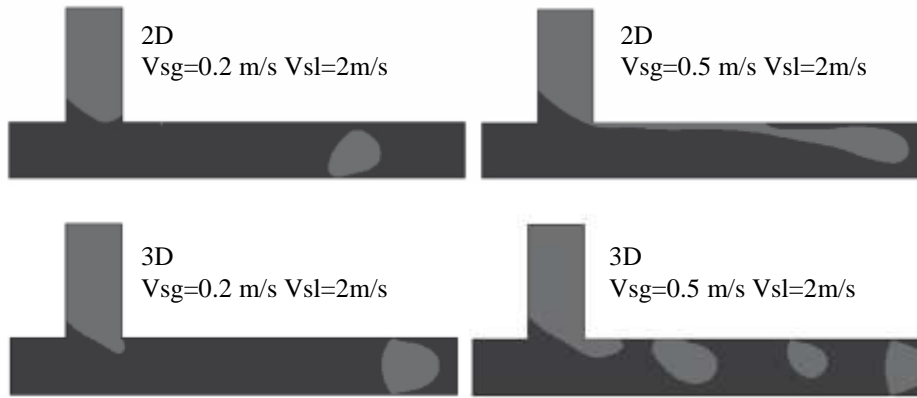


Figure 5- 3 : Effet 3D dans les simulations numériques du processus de la formation des poches (Santos et Kawaji (2010))

En particulier, alors que dans le cas 3D plusieurs poches ont été formées pour une vitesse d'entrée du gaz de 0,5 m/s, dans le cas 2D la poche de gaz est toujours tendue et ne s'est pas détachée. En outre, il peut être noté que dans le cas de la vitesse des gaz de 0,2 m/s, la poche du gaz dans le cas 2D n'acquiert pas une forme sphérique en raison de l'absence de pression de Laplace, qui provoquerait une interface plus rigide et sphérique. Ces résultats montrent que les simulations en trois dimensions se rapprochent beaucoup plus de la réalité et de ce que l'on peut visuellement observer. En dépit des temps de calcul plus élevés, nous allons donc travailler par la suite uniquement en trois dimensions.

Les régimes d'écoulement ont souvent été déterminés numériquement dans un canal horizontal où l'écoulement est simple (à poches, ...) et les cartes d'écoulement déduites sont généralement comparés à *Baker (1954)* qui a été le premier chercheur à montrer l'importance des configurations d'écoulement pour le calcul des pertes de pression et de transfert de masse et de chaleur dans des tubes.

Jusqu'à maintenant, très peu d'études numériques ont été faites pour déterminer les régimes d'écoulement dans un canal vertical où l'effet de la gravité ne peut être négligé et l'écoulement est plus complexe. Une étude récente de (*Parvereh et al., 2010*) a permis de déterminer les régimes d'écoulement par des simulations numériques dans deux canaux, l'un horizontal et l'autre vertical. L'auteur a comparé ses résultats à des régimes d'écoulement déterminés expérimentalement. La *Figure 5- 4* montre un exemple de comparaison entre un régime à poches et bouchons observé expérimentalement et les résultats numériques pour ce même régime d'écoulement dans le canal vertical.



*Figure 5- 4 : Régime à poches dans un tube vertical (Parvereh et al., 2010)  
Simulations (à gauche), expériences (droite)*

Dans cette configuration verticale, trois régimes d'écoulement à bouchons, à poches et annulaires ont été considérés. La vitesse de l'eau est fixée à 0,07 m/s dans toutes les expériences. Les vitesses d'air pour les régimes à bouchons, poches et annulaire sont de 0,08, 0,9 et 23,7 m/s, respectivement. Par conséquent, dans cette étude les rapports débit d'air sur débit d'eau pour générer des régimes à bouchons, poches et annulaire sont de 1,2 12,8 et 33,8 respectivement.

D'après ces résultats intéressants de la littérature, nous avons choisi de réaliser des simulations numériques des régimes d'écoulement dans notre étude.

## **II. Conditions des simulations numériques**

### **1 Modèle de calcul**

Dans le modèle « Volume Of Fluid » (VOF), le même ensemble d'équations de conservation est partagé par les phases et la fraction de volume de chacune des phases est suivie dans chaque maille du domaine (Ranade, 2002).

Dans un volume, la somme des fractions de volume de toutes les phases présentes est égale à l'unité. Tous les volumes doivent être remplis soit par une phase fluide unique soit par une combinaison de phases. Ainsi, les variables et les propriétés dans toute cellule sont soit

purement représentatives d'une des phases, soit représentatives d'un mélange de phases, déterminé par les contributions des fractions volumiques.

En d'autres termes, si la fraction volumique du fluide k dans une maille est notée  $\alpha_k$ , les trois conditions suivantes sont possibles:

- $\alpha_k = 0$ : la maille ne contient pas le fluide k;
- $\alpha_k = 1$ : la maille est pleine du fluide k;
- $0 < \alpha_k < 1$ : la maille contient l'interface entre le fluide k et un ou plusieurs autres fluides.

Basées sur la valeur locale de  $\alpha_k$ , les propriétés physiques et les variables seront affectées à chaque volume de contrôle au sein du domaine.

### 1.1 Equations du modèle

Dans l'approche VOF, les fluides participants partagent un seul ensemble d'équations de conservation. Dans le cas où seules 2 phases (liquide et gaz) sont considérées, les équations qui régissent l'écoulement du mélange (*Ranade, 2002*) peuvent donc s'écrire:

Bilan de masse:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho) + \nabla \cdot (\rho \mathbf{U}) = 0 \quad (5-3)$$

Bilan de quantité de mouvement:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \mathbf{U}) + \nabla \cdot (\rho \mathbf{U} \mathbf{U}) = -\nabla \cdot \mathbf{P} + \rho \mathbf{g} + \nabla \cdot (\mu (\nabla \mathbf{U} + \nabla \mathbf{U}^T)) + \mathbf{F} \quad (5-4)$$

Avec  $\mathbf{F} = \sigma k \nabla \alpha$  la force volumique de pression de surface qui dépend de la courbure de l'interface k.

$\nabla \cdot \mathbf{P}$  terme de pression

$\rho \mathbf{g}$  terme de gravité

$\nabla \cdot (\mu (\nabla \mathbf{U} + \nabla \mathbf{U}^T))$  terme de tenseur des contraintes visqueuses

Une interprétation physique peut être donnée aux différents termes de l'équation de conservation de masse. Le premier terme à gauche représente l'accumulation, le second terme représente le transport de masse par l'écoulement (convection). Le terme à droite représente la somme des sources volumiques de masse de tous les fluides. Comme seul l'écoulement est considéré pour cette étude, cette contribution est nulle.

Dans l'équation de conservation de quantité de mouvement, le premier terme du côté gauche est le taux d'augmentation temporel de quantité de mouvement par unité de volume, le second terme représente le transport de quantité de mouvement (convection).

Dans le cas des écoulements multiphasiques, il est nécessaire de définir une condition aux limites à l'interface entre les différentes phases. En particulier, la densité, la viscosité et toutes les autres propriétés devront changer brusquement à l'interface.

Les méthodes correspondantes, qui décrivent et suivent le comportement dépendant du temps de l'interface elle-même, sont appelées les méthodes de suivi (*Zaleski (2005)*). La solution numérique de l'ensemble des équations (5-3) et (5-4) pour les écoulements multiphasiques est extrêmement difficile à obtenir et entraîne des calculs intensifs. La principale difficulté vient de l'interaction entre l'interface mobile et la grille eulérienne fixe qui est employée pour résoudre les équations. Comme déjà expliqué, l'approche VOF simule le mouvement des phases plutôt que de suivre le mouvement de l'interface elle-même.

Le mouvement de l'interface est déduit indirectement du mouvement des différentes phases séparées par une interface. Le mouvement des différentes phases est obtenu en résolvant l'équation de continuité pour la fraction volumique de la phase gaz. Ainsi, quand une maille n'est pas entièrement occupée par une seule phase, les propriétés du mélange des phases sont utilisées pour résoudre les équations (5-3) et (5-4).

Cette approche évite des changements brusques de propriétés sur une interface très mince. Les propriétés apparaissant dans les équations (5-3) et (5-4) sont liées à la fraction de volume de toutes les phases (gaz ou liquide) comme suit:

$$\rho = \sum_k \alpha_k \rho_k \quad (5-5)$$

$$\mu = \sum_k \alpha_k \mu_k \quad (5-6)$$

La fraction volumique  $\alpha_k$  de chaque fluide  $k$ , est calculée à l'interface entre les différentes phases. Ce suivi d'interface est accompli en résolvant le bilan de masse de la phase gaz:

$$\frac{\partial \alpha_g}{\partial t} + U_g \cdot \nabla \alpha_g = 0 \quad (5-7)$$

Une interprétation physique est donnée aux différents termes dans cette équation de continuité. Le premier terme du côté gauche représente l'accumulation temporelle, le second terme représente la contribution de la convection. Il faut cependant noter que la valeur de la fraction volumique n'identifie pas l'interface. Différentes configurations d'interface peuvent correspondre aux mêmes valeurs de ces fractions de volume. Plusieurs techniques spécialisées ont été proposées pour le suivi de la géométrie de l'interface avec précision. Elles sont décrites dans la section suivante.

## **2 Interpolation près de l'interface**

Le problème se réduit à la reconstruction de l'interface dans chaque maille, connaissant la fraction de volume de chaque phase dans la maille et dans les mailles voisines. La plus simple des méthodes VOF de suivi d'interface s'appuie sur l'algorithme « Simple lines interface calculation » (SLIC) (Noh, 1976). Il est du premier ordre dans la précision de la reconstruction de l'interface. Typiquement, l'interface reconstruite est composée d'une séquence de segments alignés sur la grille, ce qui rend la reconstruction relativement approximative. La *Figure 5- 5c* illustre la reconstruction d'interface au moyen d'un algorithme de type SLIC.

Des techniques VOF plus précises permettent de reconstruire l'interface grâce à des segments linéaires par morceaux (algorithme dit PLIC « Piecewise linear interface calculations ». L'interface au sein d'une maille est approchée par un segment de ligne droite avec une pente déterminée à partir de la normale de l'interface. Le segment de ligne coupe les mailles de calculs de façon à respecter la fraction volumique de chaque phase (*Figure 5- 5b*).

Une des critiques au sujet des algorithmes du VOF / PLIC, est qu'il n'est pas facile de reconstruire l'interface par une chaîne continue de segments. Chaque fois que la courbure est faible, la méthode sera plus exacte.

Durant toutes les simulations dans le travail présenté, une méthode de reconstruction d'interface PLIC a été utilisée.

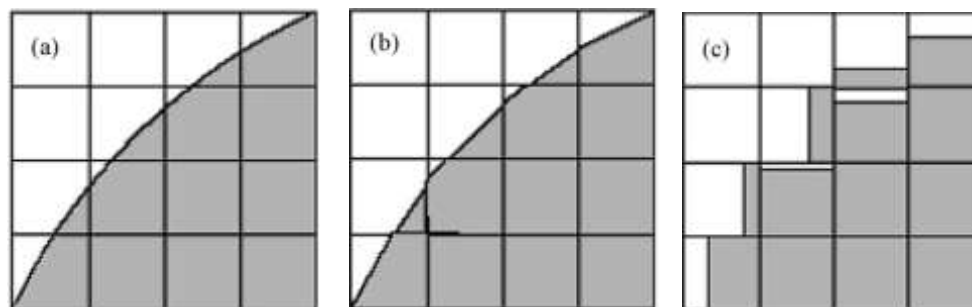


Figure 5- 5 : (a) Interface réelle

(b) Reconstruction de l'interface en second ordre (méthode PLIC)

(c) Reconstruction de l'interface par un premier ordre (méthode SLIC)

### 3 Maillage et conditions aux limites

#### 3.1 Maillage

Une géométrie tridimensionnelle semblable à la configuration expérimentale a été construite avec ses dimensions réelles (*Figure 5- 6*) (1065 mm de longueur, 52 mm de hauteur, 7.13 mm d'épaisseur et les trous non inclinés avec un  $D_h=1.85\text{mm}$ ) et maillée sur Gambit. Le nombre total de mailles est 378495 mailles. La qualité du maillage (aspect ratio) est entre 1 et 9. Le domaine est maillé en éléments hexaédriques et contient trois zones :

- la zone à la sortie des trous d'injection du gaz où les phases se rencontrent, le maillage est uniforme conforme et suffisamment raffiné (maillage : 0.5 mm/0.5mm/0.2mm) pour avoir un bon suivi de l'interface à la formation des régimes d'écoulement et une meilleure description du détachement des bulles ;
- la zone de distribution du gaz (3 canaux horizontaux + 18 trous) (maillage : 1mm/0.5mm) ;



- la zone de distribution de l'eau (les canaux d'apport de l'eau arrivent en bas du distributeur). (maillage x/y/z : 0.5 mm/1mm/0.2mm).

Ces deux dernières zones sont maillées avec un maillage conforme et uniforme mais ne nécessitent pas un maillage trop raffiné ce qui permet de diminuer les temps de calcul.

Le domaine de calcul correspond aux zones fluides de la *Figure 5-6*.

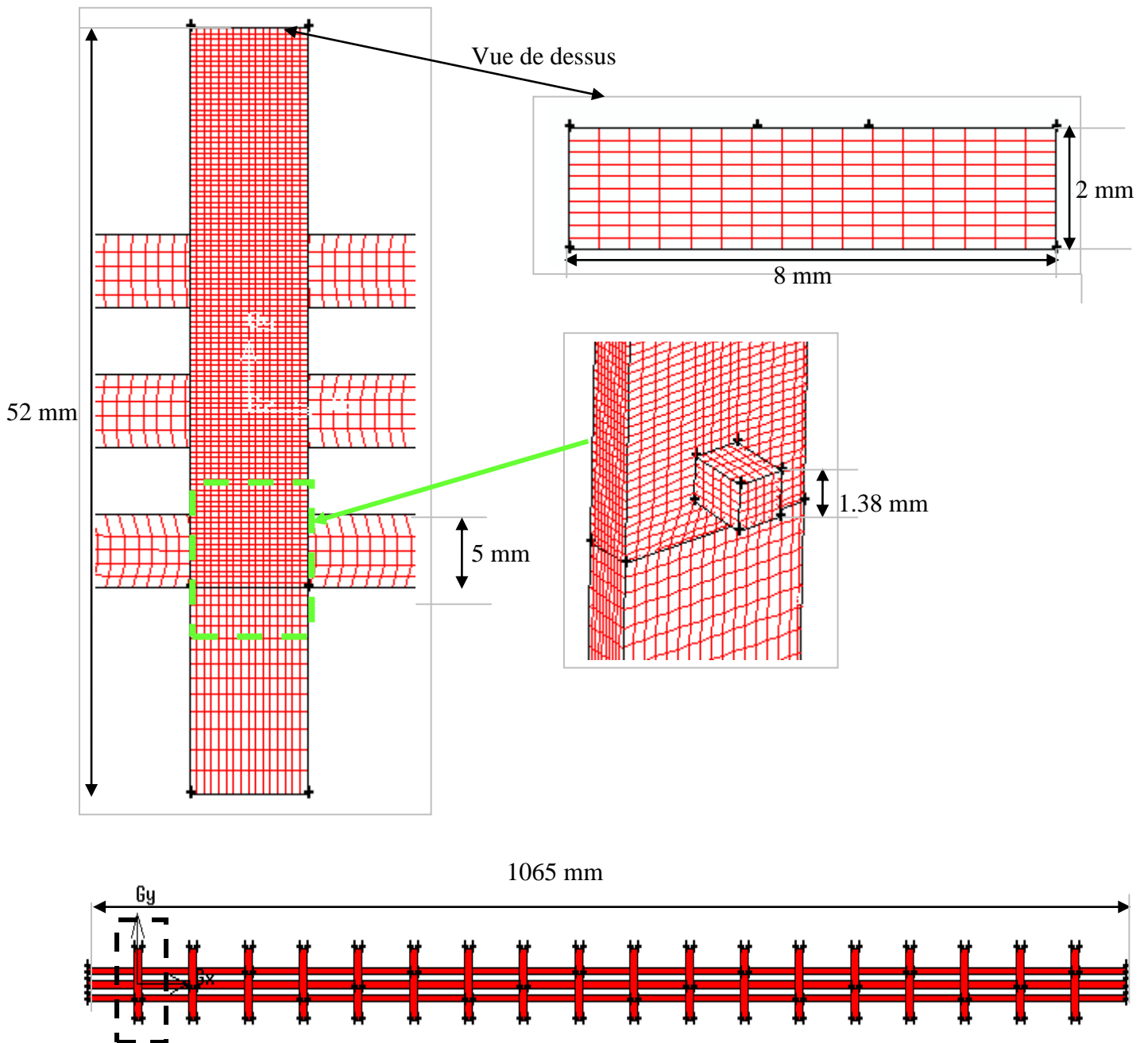
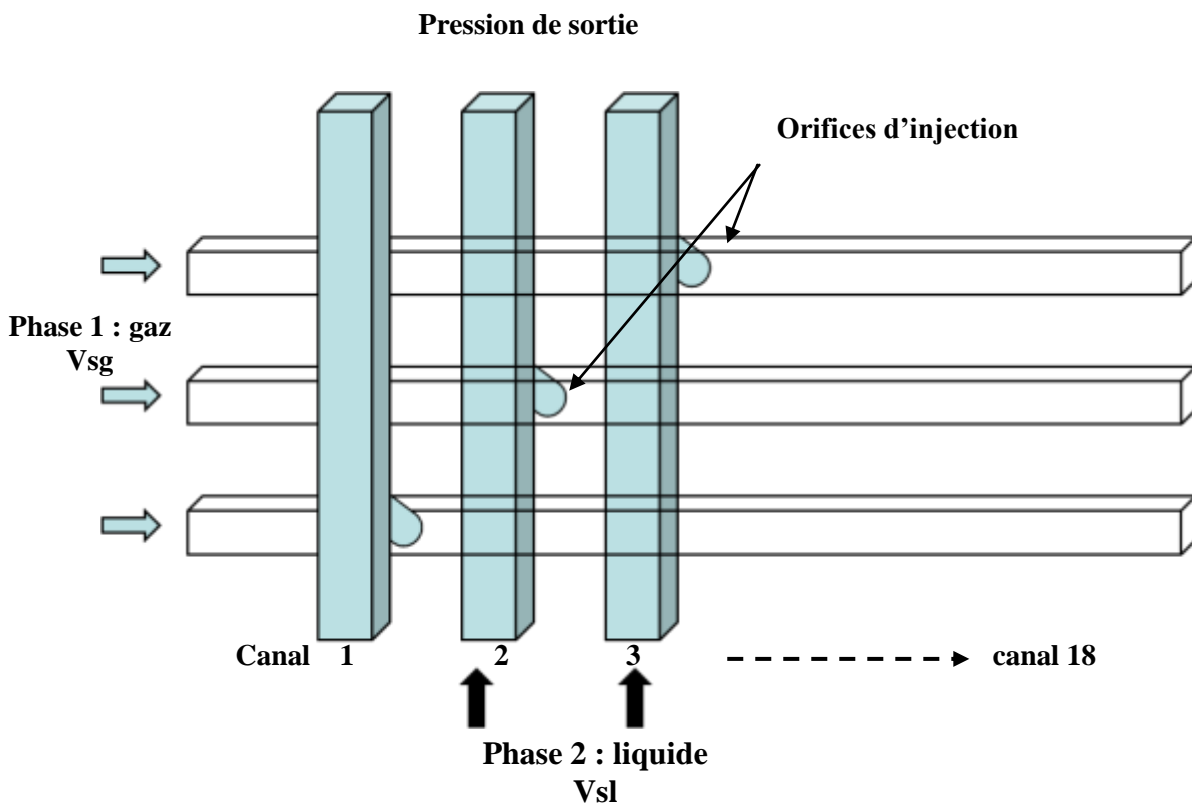


Figure 5-6 : détails du maillage et des dimensions réelles du distributeur complet

### 3.2 Conditions au limites

Les calculs ont été effectués en supposant que les parois sont lisses (aluminium) et avec des conditions d'adhérence à la paroi. La condition de limite à la sortie est la pression atmosphérique pour l'étude préliminaire et une condition de pression déduite de valeurs expérimentales (pression P0-P1 entre les deux lignes en dessous et dessus du distributeur) pour tout le reste des cas. A l'entrée du domaine les valeurs des vitesses  $V_{sl}$  et  $V_{sg}$  sont celles utilisées durant les expériences pour créer les régimes d'écoulement désirés. L'influence de la force gravitationnelle sur l'écoulement ascendant a été prise en compte. L'air est choisi comme la phase primaire, et l'eau comme la deuxième phase. Les propriétés physiques sont prises à la température de 25 °C. Une tension de surface de 0,074 N/m (valeur usuelle à la température de 25 °C) entre l'air et l'eau a été appliquée. Initialement, la fraction volumique de l'air a été mise à zéro pour tout le domaine. Le domaine de calcul et les conditions aux limites sont donnés sur la *Figure 5- 7*.



*Figure 5- 7 : Domaine de calcul*

### III. Résultats et discussions

#### 1 Simulation du distributeur complet

##### 1.1 Distribution simple phase gaz

Des essais réalisés sur la maquette « Five » ont permis de déterminer la distribution de vitesse des phases en écoulement mono et diphasique (chapitre 3). Les expériences montrent que le distributeur permet une homogénéité de la distribution monophasique (liquide ou gaz).

Un résultat de distribution de l'air seul correspondant à une vitesse  $u=1.9$  m/s est présenté sur la *Figure 5- 8*. Ce cas a été aussi simulé et les résultats sont comparés à la distribution expérimentale sur la même figure. On observe un écart de  $\pm 5$  % entre les valeurs de débits mesurés pour les sept zones de sortie de l'échangeur et les résultats de débits simulés à la sortie du distributeur. Les résultats de la simulation numérique sont bien cohérents avec l'expérimentation.

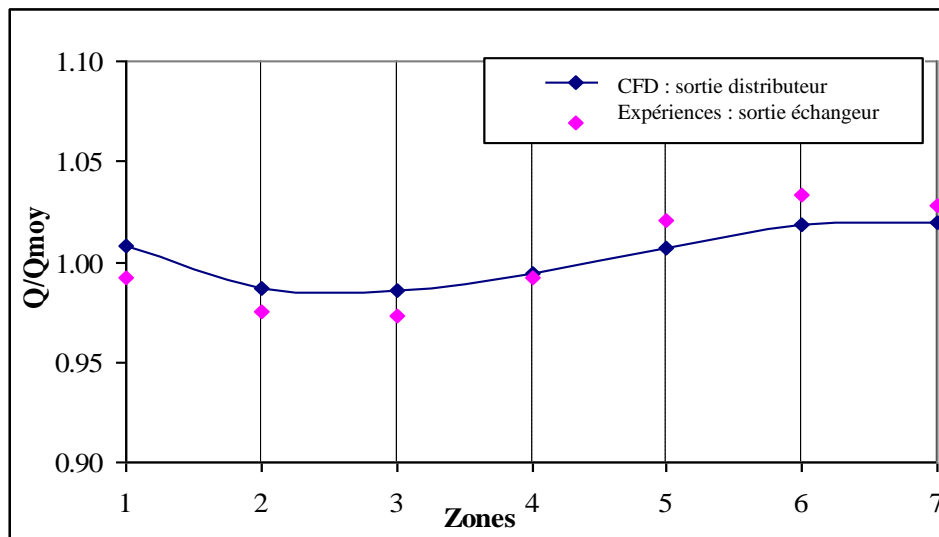


Figure 5- 8 : Distribution de l'air seul dans le distributeur

##### 1.2 Distribution diphasique

Pour commencer, nous avons choisi de tester une condition de pression uniforme à la sortie du distributeur. Pour une vitesse d'air de l'ordre de 0.9 m/s et de liquide de 0.35 m/s, un régime à bulles a été observé dans notre simulation. Nous avons constaté dans les simulations que la taille des bulles est identique dans les 18 canaux et que les bulles ont la même

fréquence de passage. Nous pouvons en déduire que le débit de gaz est identique dans tous les canaux, et donc logiquement que le liquide est aussi bien réparti.

En revanche sur l'installation expérimentale, on observe un gradient de pression transversal à la sortie du distributeur et des écarts de débit entre les différentes sorties du canal : les pressions à la sortie des différents canaux de liquide suivent une évolution décroissante avec un maximum du côté de l'entrée de l'eau. Les simulations suivantes ont donc été réalisées avec une condition de pression déduite des pertes de charges mesurées expérimentalement à la sortie du distributeur.

Les pertes de charge dans les écoulements diphasiques sont fonctions des nombres de Reynolds du liquide et du gaz (*Eisenklam and Ford, 1962*). Le nombre de Reynolds de la phase liquide est beaucoup plus important que celui de l'air. De ce fait, l'allure de la courbe des pertes de charge en sortie du distributeur est principalement dépendante de celle de la distribution de la phase liquide. En imposant ce profil de pression à la sortie du distributeur simulé (pour les conditions  $V_{sg}=1.9$  m/s,  $V_{sl}=0.35$  m/s), nous observons une évolution décroissante des diamètres des bulles le long des dix huit canaux du distributeur. La *Figure 5-9* illustre la taille des bulles simulée pour 10 canaux (canaux 1, 2, ..., 17 et 18) et le distributeur complet est représenté en bas de la figure. Nous observons que le diamètre des bulles simulées décroît du canal 1, côté entrée gaz, à l'extrémité opposée côté canal 18. Dans le canal 18 qui est côté entrée eau, la pression est maximale et le gaz est absent. Nous constatons aussi que le diamètre des bulles simulées diminue ce qui est cohérent avec la diminution du débit du gaz déduite des expériences. Là encore, d'un point de vue qualitatif, il est logique de constater que le diamètre des bulles diminue quand les pertes de charge augmentent. Cette constatation a aussi été relevée par d'autres auteurs (*Azzi et al., 2010, Das et al., 2005*).

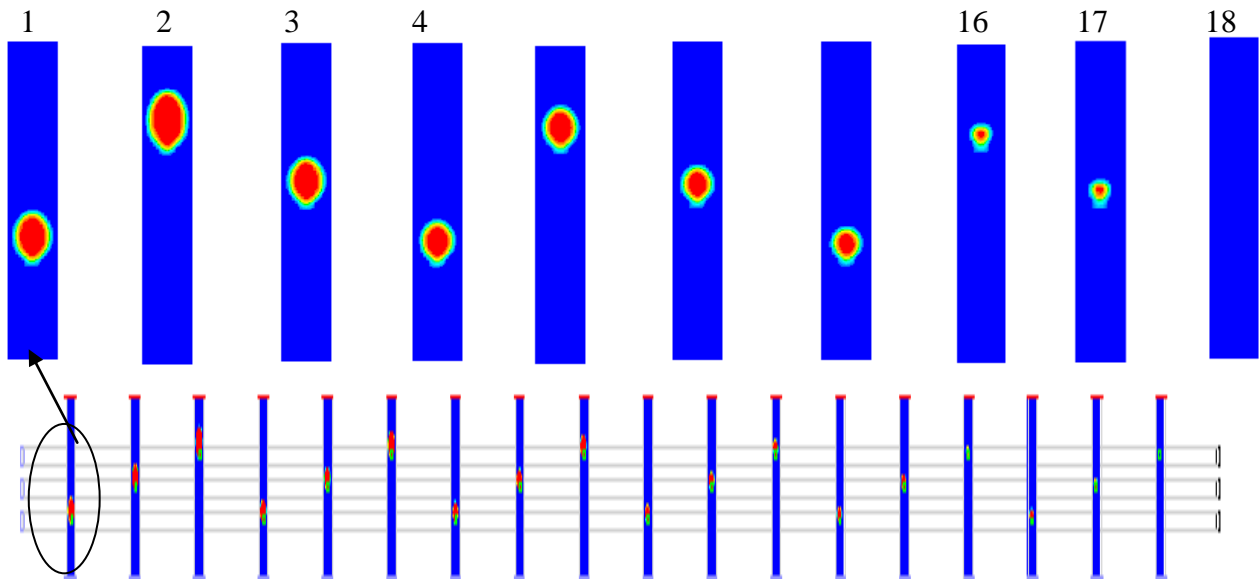


Figure 5- 9 : Effets de la répartition des régimes d'écoulement sur la distribution du gaz

Dans les essais diphasiques présentés au chapitre 3, nous avons remarqué que les deux fluides sont inversement répartis le long de l'échangeur. Le gaz est présent dans les premiers tronçons du côté de son entrée alors que son débit est parfois nul dans un ou deux tronçons à l'opposé. Le liquide est aussi mal distribué : il sort par les tronçons moins alimentés en air et il est présent en très faibles quantités dans le reste des tronçons. Le rapport  $Q/Q_{\text{moy eau}}$  est inférieur à 1 dans les tronçons où le rapport  $Q/Q_{\text{moy air}}$  est supérieur à 1. Ces phénomènes sont expliqués de façon plus détaillée dans le chapitre 3. Ils ont aussi été mis en évidence par *Horiki and Osakabe (1999)* travaillant aussi avec un distributeur horizontal alimentant des canaux verticaux.

L'observation des bulles de gaz à travers la paroi transparente à l'aide de la caméra rapide confirme l'évolution de la taille des bulles en fonction des pertes de charge (*Figure 5- 10*). Le calcul numérique de suivi d'interface nous permet d'identifier le régime d'écoulement à bulle, de prévoir le diamètre de la bulle et la présence ou l'absence du gaz comme constaté sur le dernier canal (canal 18). Le seul inconvénient est que cette simulation du distributeur global ne permet pas de simuler et de visualiser le détachement des bulles, à cause du maillage insuffisamment raffiné. Ceci nous amène à réaliser une étude plus raffinée, canal par canal, en

imposant une condition de débit de gaz mesurée expérimentalement à l'entrée de chaque canal.

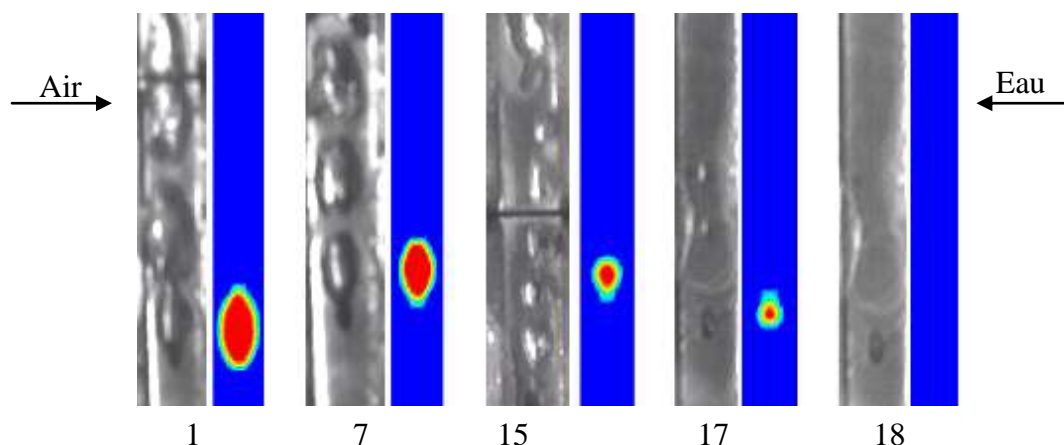


Figure 5-10 : Profil de la distribution des phases

Il est intéressant de regarder plus en détail le canal 18, où les pertes de charges sont maximales : nous assistons à un retour de liquide dans la zone de distribution du gaz. Sur la [Figure 5-11](#), l'image de gauche rappelle le principe du distributeur en schématisant le dernier canal numéro 18 avec les deux faces A et B qu'on présente en détail dans l'image de droite. L'image de droite en dessus (B) est une photo de l'extrémité du distributeur avec les trois derniers canaux (18, 17 et 16) côté entrée liquide là où les pertes de charges sont maximales. L'image de droite en dessous (A) présente le trou de gaz obtenu par simulations avec les trois canaux horizontaux de distribution du gaz. On voit la formation de petites bulles dans les deux canaux 16 et 17 alors que le dernier canal n'est pas alimenté par le gaz, et au contraire laisse passer le liquide (tache verte) à travers le trou dans la zone de distribution du gaz.

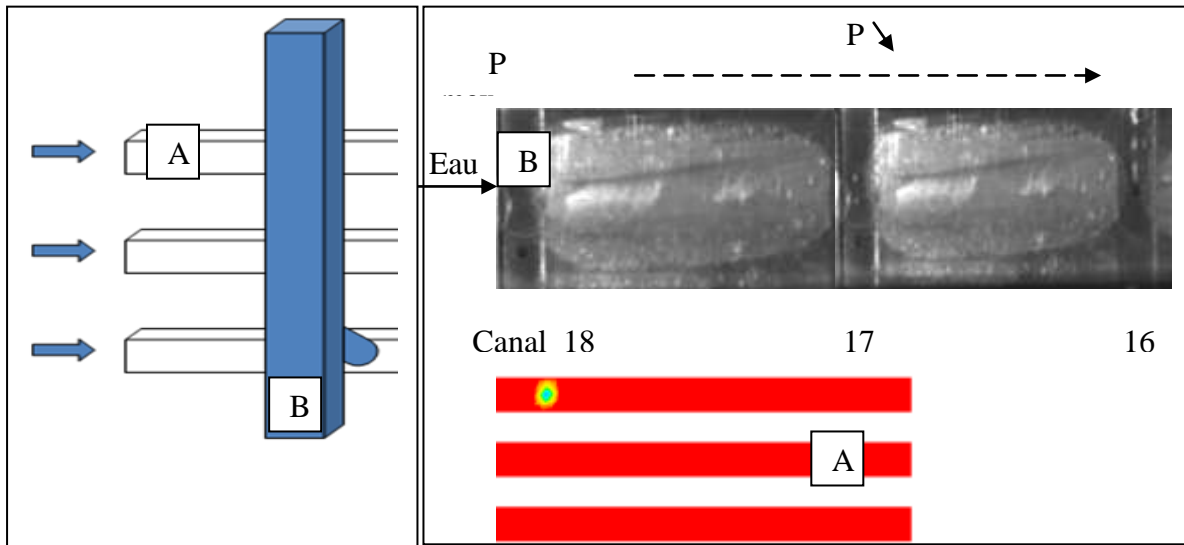


Figure 5- 11 : Retour du liquide dans la zone de distribution du gaz

(A) Vue de la face arrière du distributeur, retour du liquide à travers le premier trou d'injection (simulations)

(B) Image captée par la caméra rapide sur les trois derniers canaux coté entrée eau (face avant)

Dans ce cas particulier, les résultats de la simulation sont qualitativement en accord avec l'aspect de la distribution des phases trouvée. Ces résultats sont encourageants et nous conduisent à aller plus loin et en particulier à s'intéresser à un canal où il sera possible de suivre le processus de formation des bulles dans divers régimes d'écoulement.

## 2 Simulation d'un seul canal

### 2.1 Maillage d'un seul canal

On a choisi de travailler d'une manière encore plus raffinée sur un seul canal pour avoir un meilleur suivi de l'interface liquide-gaz. Un seul canal où circule l'eau, muni d'un seul trou incliné (pour respecter la géométrie réelle) d'injection de gaz, a été construit sur Gambit. Le canal simulé a 5 cm de hauteur, 8 mm de largeur et 5.13 mm d'épaisseur. Afin de garantir l'indépendance de la solution vis-à-vis du maillage, des maillages entre 340.000 et 2.322.140 mailles ont été réalisés et testés.

Le maillage est assez raffiné dans la zone de rencontre des deux phases là où le détachement des bulles se fait. Pour garder un bon compromis entre précision et durée des simulations, un cas intermédiaire ( $10^6$  mailles) a été retenu pour l'étude paramétrique. La

Figure 5- 12 présente le domaine de calcul. Les pas de temps varient de 0.0007 à 0.05 s en fonction des vitesses.

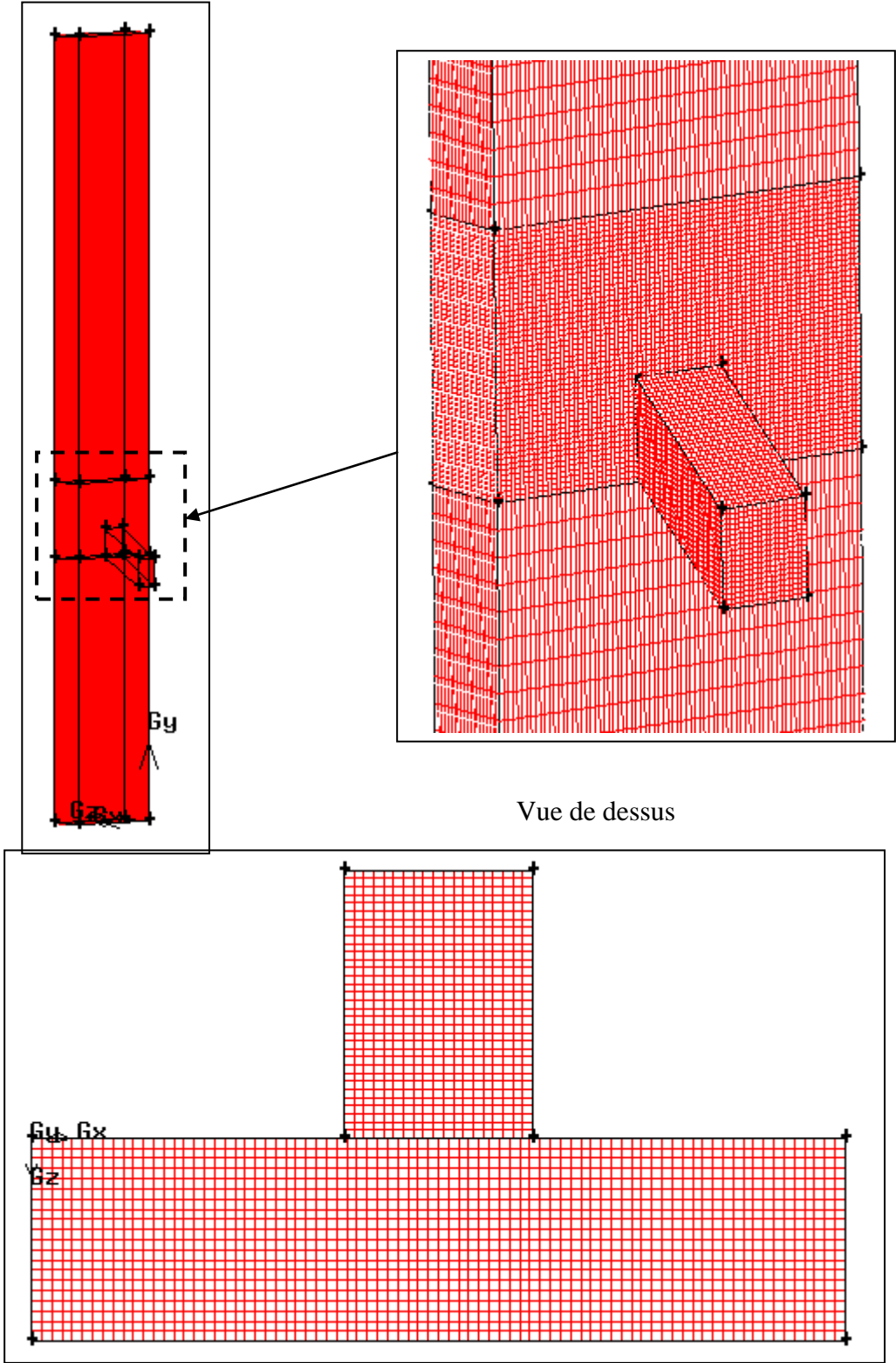


Figure 5- 12 : Géométrie représentée dans le cas de la simulation d'un seul canal



## 2.2 Conditions aux limites

D'après les différents cas diphasiques étudiés expérimentalement, nous avons déterminé l'ordre de grandeur des vitesses superficielles possibles de l'air dans les trous et du liquide dans les rainures du distributeur. Les valeurs sont données dans le *Tableau 5- 1* ci-dessous.

Pour les essais réalisés en cas d'alimentation en côtés opposés, deux débits d'entrée d'eau (2.4 et 6.4 m<sup>3</sup>/h) ont été choisis et en faisant varier le débit du gaz à l'entrée de 4 à 27.5 m<sup>3</sup>/h, nous déduisons les vitesses superficielles du liquide dans chaque rainure et du gaz dans les trous dans les deux zones 6 et 7. Nous avons choisi ces deux zones où le mélange diphasique existe, parce que dans les autres zones nous avons une présence du gaz faible.

*Tableau 5- 1: vitesses superficielles du gaz dans les trous et du liquide dans les rainures du distributeur*

		Veau (zone 7)	Veau (zone 6)	Vair (zone 7)	Vair (zone 6)
Qeau =2.4 m3/h	Qair (m3/h)	m/s	m/s	m/s	m/s
	4	0,75	1,29	8,80	8,55
	10	0,46	0,66	13,49	12,79
	22	0,32	0,57	18,42	18,82
	27,5	0,30	0,45	21,56	22,11
Qeau =6.4 m3/h	Qair (m3/h)				
	4	1,54	3,36	10,41	9,75
	10	1,04	2,04	17,15	14,67
	22	0,61	1,85	23,21	23,01
	36,4	0,56	1,15	27,44	27,42

Pour la suite, nous utilisons les vitesses du *Tableau 5- 2* représentatif de cette gamme expérimentale comme conditions d'entrée pour simuler les régimes d'écoulement possibles.

Tableau 5- 2: Vitesses superficielles ( $V_{sl}$ ,  $V_{sg}$ ) des points numériques étudiés ( $V_{sl}$ - $V_{sg}$ )

Points	a	b	c	d	e	f	g	h
$V_{sl}$ (m/s)	0.35	0.8	0.35	0.8	0.35	0.8	0.35	0.8
$V_{sg}$ (m/s)	0.9	0.9	2	2	4.4	4.4	8.8	8.8

### 2.3 Effets de l'angle de contact simulé

L'angle de contact  $\theta$  est l'angle entre la paroi et la tangente à l'interface liquide-gaz (*Figure 5- 13*). Il est un paramètre clé dans le processus de formation des bulles. L'angle de contact statique est employé pour résoudre les équations des adhérences à la paroi, et définit la forme de l'interface liquide-gaz près des parois.

Il est important de mieux comprendre l'effet de l'angle de contact à la paroi sur la formation des bulles de gaz dans le canal. En effet, cette valeur est difficilement accessible expérimentalement et les valeurs mesurées sont différentes d'une structure (matériaux, type de surface,...) à une autre.

Un cas de simulation avec des vitesses superficielles de l'eau et l'air constantes ( $V_{sl}=0.35$  m/s,  $V_{sg}=0.9$  m/s) a été utilisé pour déterminer l'effet de l'angle de contact sur les résultats. Les angles de contact statiques étudiés sont 0, 43, 65, 137 et 179°. L'angle 65° est choisi d'après *Fang et al. (2008)* qui a mesuré l'angle de contact air-eau sur une plaquette de silicium (wafer) parfaitement lisse proche de la surface d'aluminium de nos canaux. Nous avons aussi utilisé la valeur de 43° issue de mesures expérimentales de l'angle de contact d'une goutte sur un morceau du distributeur. Il est en effet plus facile de mesurer l'angle de contact d'une goutte avec une paroi que celui d'une bulle de gaz. Ces mesures ont permis d'estimer l'ordre de grandeur de l'angle de contact de la goutte de 43° et les techniques de mesure utilisées sont décrites dans la thèse de *Phan (2010)*.

*Carey (2007)* explique le principe de l'angle de contact d'une goutte de liquide ou une bulle de gaz avec une paroi, nous pouvons le décrire par la *Figure 5- 13*.

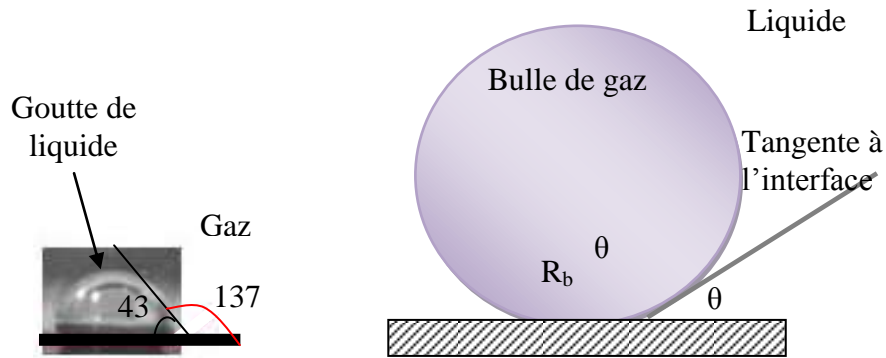


Figure 5- 13 : Angle de contact

D'après l'angle  $\theta$  formé entre la goutte et la paroi, on peut en déduire celui entre la vapeur ou le gaz et la paroi qui est l'angle complémentaire à  $\theta$ . Ceci explique donc notre choix pour l'angle  $137^\circ$ .

Les configurations d'écoulement produites par les simulations pour ces angles de contact sont montrées sur la [Figure 5- 14](#). Ces images correspondant à la trace de la fraction volumique de gaz sont prises sur deux plans médians perpendiculaires dans un seul des canaux du distributeur. On rappelle que la couleur rouge correspondant à un maximum de gaz et la couleur bleue au liquide.

La différence entre les résultats des deux angles  $65^\circ$  et  $179^\circ$  réside dans la courbure des extrémités des bulles. Pour l'angle de contact  $\theta = 65^\circ$ , l'interface est quasiment perpendiculaire à la paroi du canal. Nous observons que la bulle de gaz change la forme concave en convexe lorsque l'angle de contact augmente. Cette observation, a été également rapportée dans les travaux de *Fukagata et al. (2007)* qui ont réalisé une simulation Fluent bidimensionnelle et ceux de *Santos et Kawaji (2010)*.

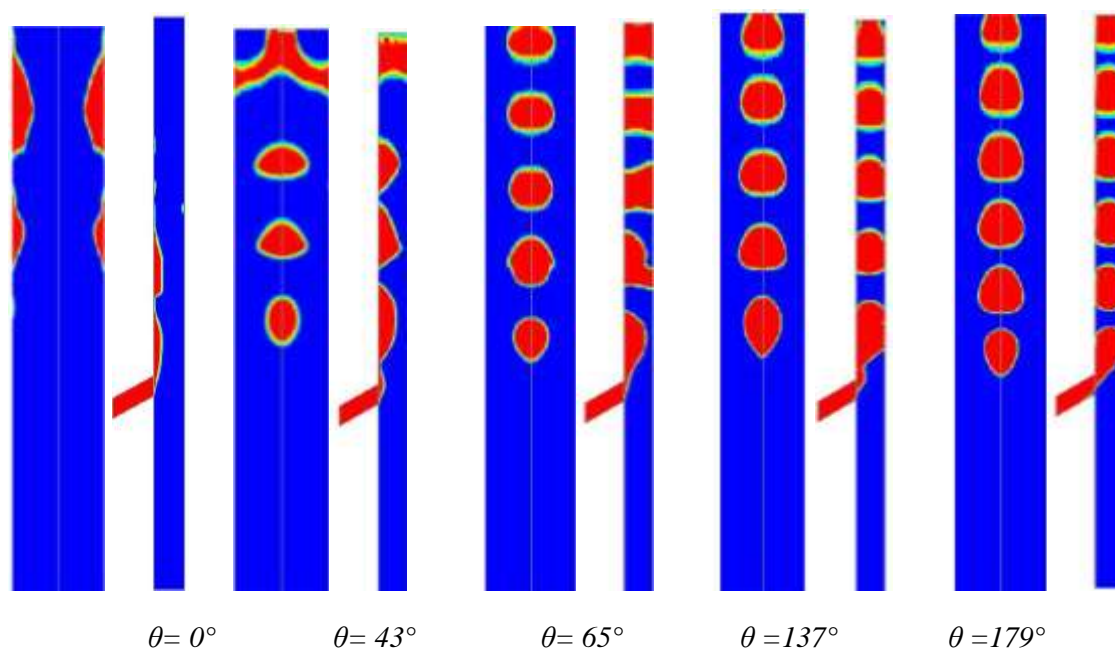


Figure 5- 14 : Effet de l'angle de contact

Si les résultats obtenus avec les angles  $0^\circ$  et  $43^\circ$  ne sont pas cohérents, on observe globalement une bonne représentation des bulles dans la partie large du canal pour les valeurs  $65^\circ$ ,  $137^\circ$  et  $179^\circ$ . Cependant la plupart des valeurs conduisent à des formes de bulles non réalistes lorsqu'elles sont observées sur le petit côté du canal (pour les angles de contact  $0^\circ$ ,  $43^\circ$  et  $65^\circ$ ). Un problème similaire a déjà été relevé par *Gupta et al. (2009)* : le maillage utilisé n'est pas suffisamment fin pour reproduire la présence du film liquide entre les bulles et la paroi. Le fait de mener le calcul avec un angle de contact proche de  $180^\circ$  permet de simuler la présence d'un film liquide et donc une forme réaliste de bulles par un artéfact numérique.

Un autre problème vient du fait que nos simulations font intervenir une valeur statique alors que l'angle de contact est « dynamique » sous l'effet des forces d'inertie. *Dogan et al. (2010)* ont développé et implémenté dans le modèle VOF un modèle 3D décrivant l'angle de contact dynamique pour simuler des écoulements diphasiques.

Le maillage influe sur l'évolution de l'angle de contact. *Alkhami et al. (2009)*, *Cox (1986)* ont développé des modèles qui tiennent compte de l'angle de contact numérique et de l'angle apparent. Bien que le maillage influe sur les résultats, l'angle de contact  $137^\circ$  montre une très bonne résolution et n'a pas le contour épais de la bulle par rapport à l'angle  $179^\circ$ .

## 2.4 Effet des propriétés physiques

Le *Tableau 5- 3* résume les caractéristiques physiques de deux couples de fluides : eau/air utilisé dans nos expériences et un couple liquide/vapeur utilisé dans l'échangeur industriel. Nous observons que la tension superficielle du mélange d'hydrocarbure est 3.6 fois plus faible que celle entre l'eau et l'air. Les valeurs des masses volumiques et des viscosités sont également différentes. Il est donc intéressant d'observer les tendances affichées par nos simulations lorsqu'on change de fluides.

*Tableau 5- 3: Propriétés physiques des fluides*

		Viscosité (kg/ms)	Masse volumique (kg/m <sup>3</sup> )	Tension superficielle N.m <sup>-1</sup>
Eau/air	<i>Eau</i>	<i>0.001</i>	<i>1000</i>	<i>0.074</i>
	<i>Air</i>	<i>1.7894 10<sup>-4</sup></i>	<i>1.225</i>	
Liquide/vapeur (mélange d'hydrocarbures)	<i>Liquide</i>	<i>2.691 10<sup>-4</sup></i>	<i>561</i>	<i>0.02</i>
	<i>vapeur</i>	<i>6.9 10<sup>-6</sup></i>	<i>8.421</i>	

Nous n'avons pas la valeur l'angle de contact du mélange d'hydrocarbures en présence de sa vapeur, le choix de l'angle de contact pour cette simulation s'est reporté sur l'angle 179 puisqu'une valeur proche de 180° conduit à une représentation satisfaisante des bulles (paragraphe précédent). La *Figure 5- 15* montre les contours de vitesse et le processus de détachement des bulles pour le cas eau/air et pour les phases liquide et vapeur d'un mélange d'hydrocarbures au même instant  $t=5.37 \cdot 10^{-2}$  s, pour un même angle de contact de 179° et avec  $V_{sg}= 0.9$  m/s et  $V_{sl}=0.35$  m/s. Ces contours de vitesses et de fraction volumique sont pris sur deux plans médians perpendiculaires d'un même canal, au niveau de l'injection du gaz.

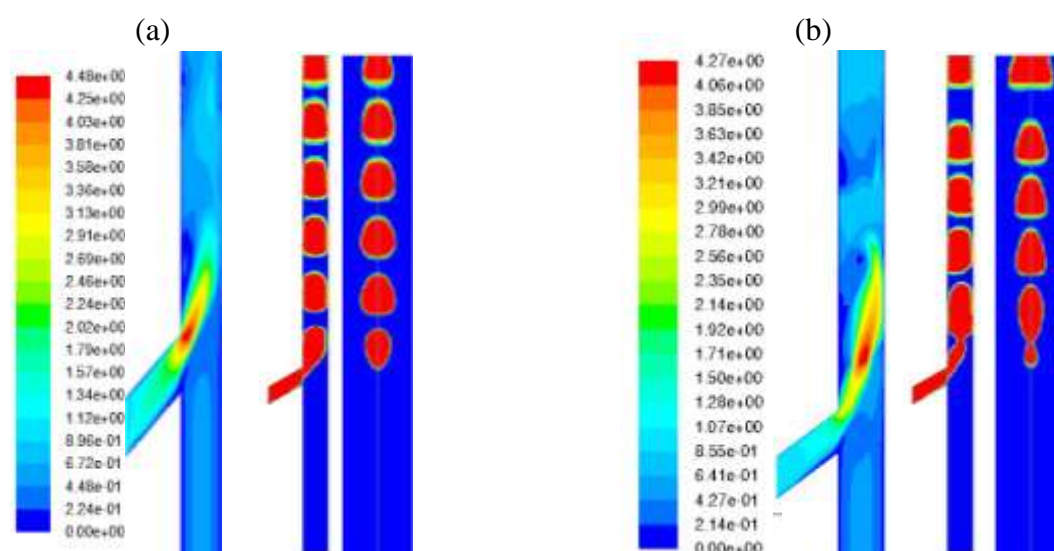


Figure 5- 15 : Contours de vitesse et distribution des phases: eau/air (a), phases liquide et vapeur d'un mélange d'hydrocarbures (b) ( $t=5.37 \cdot 10^{-2}$  s,  $V_{sg}= 0.9$  m/s et  $V_{sl}=0.35$  m/s,  $179^\circ$ )

Les simulations montrent que ces différences de propriétés physiques et de tensions superficielles entraînent une différence dans les résultats (nombre et taille des bulles). De nombreux auteurs ont montré que le comportement des écoulements dans les microcanaux est affecté surtout par les forces de tension superficielle à micro-échelle, tandis que les forces de gravitation deviennent négligeables, et que les forces de cisaillement et de glissement ont un effet limité (*Brauner et Moalen-Maron, 1992, Akbar et al, 2003, Garstecki et al, 2006*). La tension de surface influence aussi sur la création des interfaces entre les deux phases. Le modèle de tension de surface utilisé dans l'approche VOF implantée dans Fluent est une approche de type « continuum surface force » (CSF) proposé par *Brackbill et al. (1992)*.

La *Figure 5- 15* montre l'effet de la tension de surface sur la formation des bulles et leur forme. La *Figure 5- 15a* montre une vitesse élevée à la sortie du trou d'injection de l'air et qui diminue rapidement en s'approchant des parois. Dans le cas du mélange d'hydrocarbures (*Figure 5- 15b*), les bulles occupent aussi toute la largeur du canal, mais elles ont une courbure différente (une extrémité plate). Un gradient de vitesse vers les parois est aussi visible mais la vitesse la plus élevée est au milieu du canal et loin du trou d'injection : le détachement des bulles se fait dans cette zone à fort gradient de vitesse au milieu du canal au niveau du trou d'injection de l'air comme pour le couple eau/air.

## 2.5 Comparaison des régimes d'écoulement avec les expériences

L'observation avec la caméra rapide de l'écoulement de l'air et de l'eau dans les rainures d'alimentation en liquide permet de mettre en évidence différents régimes. La comparaison des films réalisés avec des conditions proches du cas de référence de l'étude (paragraphe précédent) de l'influence de l'angle de contact montre un très bon accord simulations/observations. Il est donc intéressant de poursuivre ces comparaisons en faisant varier les conditions de fonctionnement.

### Régimes d'écoulement

La *Figure 5- 16* compare les formes expérimentales et calculées des bulles au sein d'un mini-canal. Deux cas de régime à bulles ont été sélectionnés avec deux valeurs de débits de gaz injecté. L'accord entre les formes des bulles, le diamètre est globalement très bon. Le suivi d'interface de la méthode VOF permet de retrouver sur la *Figure 5- 16b* les formes d'ogive ou poches observées. Notons toutefois que les bulles simulées sont parfois un peu plus longues que celles qui sont observées expérimentalement. Ceci est dû au fait que le liquide porteur doit passer entre les parois et la bulle : le film liquide est donc plus épais et les bulles plus allongées. On observe aussi que l'espacement entre les bulles est un peu plus grand dans l'expérience que dans les simulations. Même si le volume et la fréquence de détachement des bulles dans l'expérimentation ne correspondent pas exactement à ceux trouvés dans nos simulations, les ordres de grandeur sont les mêmes, ce qui montre l'intérêt de ces simulations.

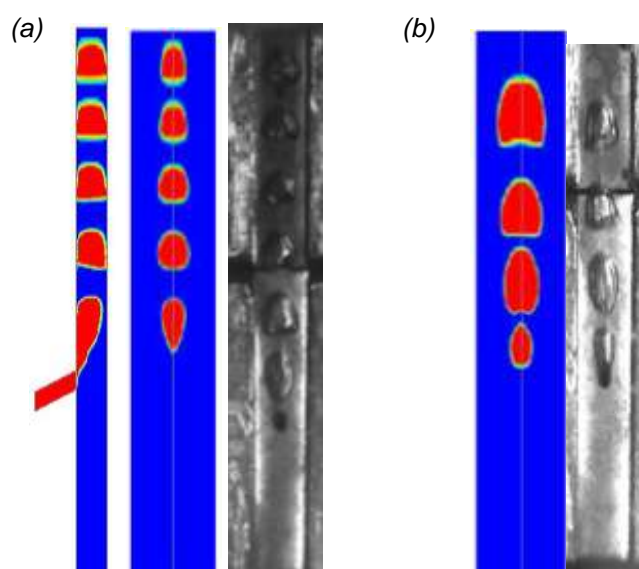


Figure 5- 16 : Comparaisons expériences-simulations (angle137)

(a)  $V_{sl}=0.8 \text{ m/s}$ - $V_{sg}=0.9 \text{ m/s}$

(b)  $V_{sl}=0.8 \text{ m/s}$ - $V_{sg}=2 \text{ m/s}$

Il faut souligner que cet accord sur la forme et la fréquence de détachement des bulles entre les résultats expérimentaux et numériques a été obtenu sur une large gamme de vitesses superficielles du gaz et de liquide (Figure 5- 17, Figure 5- 18 et Figure 5- 19).

Suivant la description de (Bhaga & Weber 1981) nous observons expérimentalement et dans nos simulations que lorsque les vitesses superficielles du gaz deviennent grandes, les bulles prennent des formes partiellement toriques (Figure 5- 17). En effet sous l'effet de la gravité la bulle commence à monter et se déforme, l'arrière se déformant plus que l'avant car la gravité et la force capillaire se conjuguent, ce phénomène fait que l'arrière rejoint l'avant et perce l'interface au niveau de l'axe de symétrie, formant ainsi une bulle torique. Le rayon du tore augmente au fur et à mesure que la bulle monte.



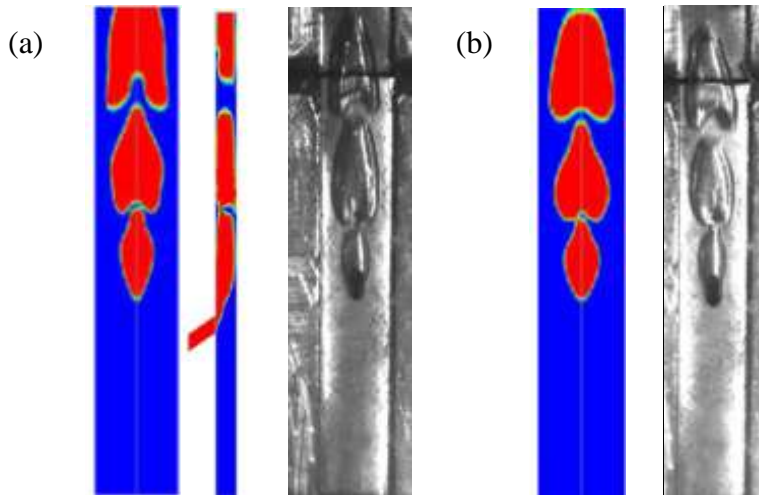


Figure 5- 17 : Comparaisons simulations-expériences: influence de l'angle

(a)  $V_{sl}=0.8$ - $V_{sg}=4.4$  m/s  $\theta=137$

(b)  $V_{sl}=0.8$ m/s  $V_{sg}=4$  m/s  $\theta=179^\circ$

Enfin notons que la forme des bulles toriques étant fortement instationnaire, il est difficile d'en tirer des données précises (forme, vitesse), contrairement aux calottes sphériques (*Figure 5- 16*) qui ont une forme et une vitesse très rapidement stationnaires et sont donc plus faciles à étudier. Ces différents aspects montrent à quel point la compréhension de l'évolution des bulles, pour des vitesses superficielles importantes, reste délicate. Certains travaux expérimentaux ont observé la formation des bulles toriques pour des valeurs de nombre de Reynolds très grandes (*Walters & Davidson 1963*). Pour des nombre de Reynolds faibles, on recense principalement des calottes sphériques (*Clift et al. (1978)*), tandis que des travaux numériques ont montré la création de bulles toriques (*Sussman & Smereka 1997, Chen et al. 1999*).

La *Figure 5- 18* met en évidence tous les phénomènes mettant en jeu la rupture ou la reconnexion d'interfaces.

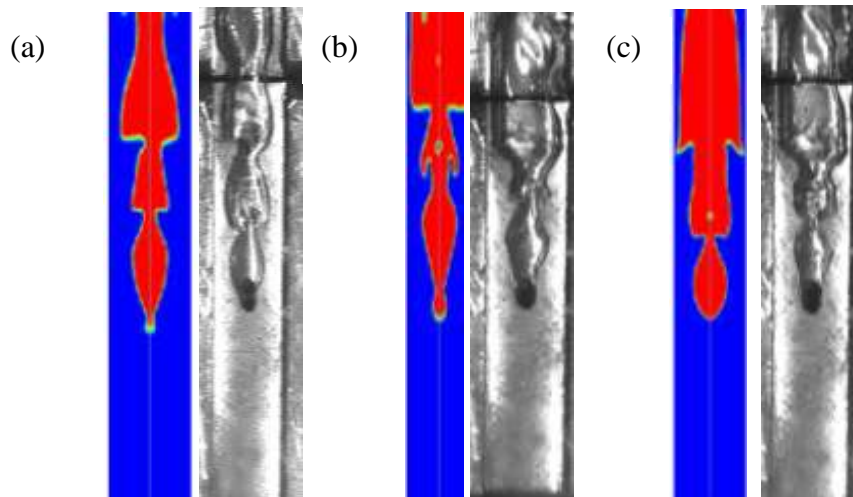


Figure 5- 18 : Comparaison de la forme des bulles dans le minicanal.

Expériences (Droite, vue de face) Simulation 3D (angle 137) (Gauche, plan médium du canal)

(a)  $V_{sl}=0.8-V_{sg}=4.4$  m/s

(b)  $V_{sl}=0.35-V_{sg}=4.4$  m/s

(c)  $V_{sl}=0.8-V_{sg}=8.8$  m/s

## 2.6 Carte de régimes d'écoulement

Afin d'aider à optimiser la conception du distributeur et la sélection des régimes appropriés, une carte d'écoulement en eau-air issue des simulations numériques a été établie pour le distributeur étudié dans ce travail (*Figure 5- 19*). Un résumé de ces régimes d'écoulement est donné dans le tableau 2-6. Les simulations ont été réalisées pour des vitesses superficielles du gaz variant de 0.9 à 21 m/s et du liquide de 0.3 à 0.8 m/s.

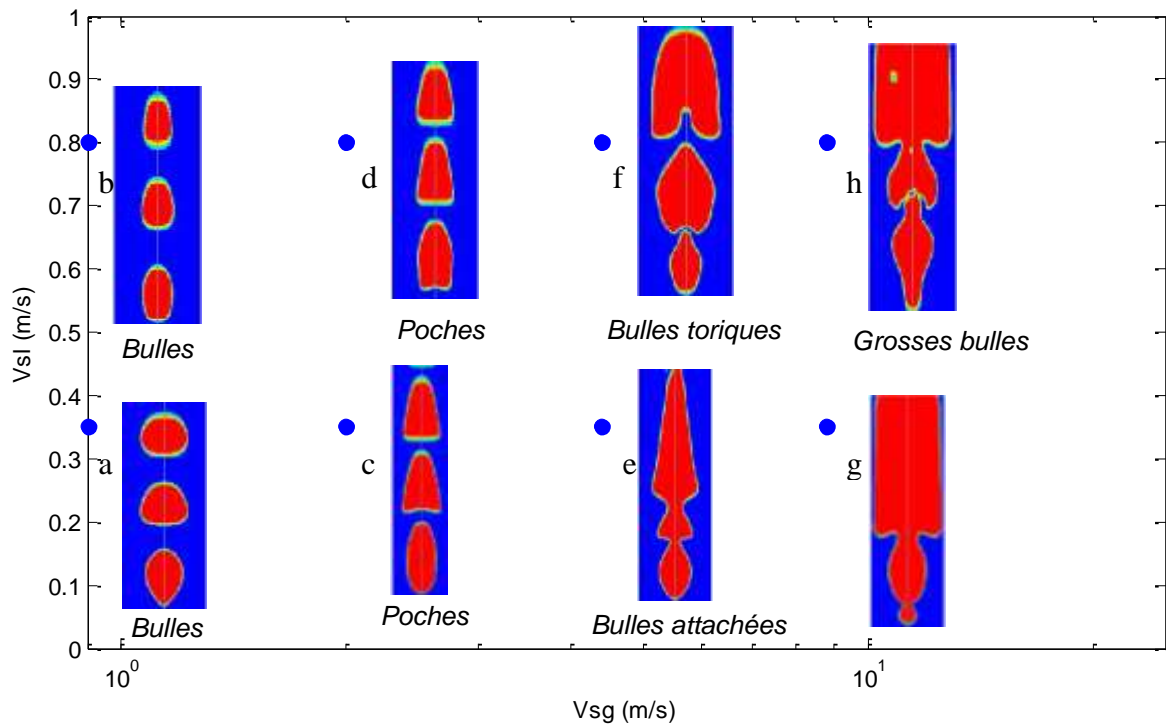


Figure 5- 19 : Carte des régimes d'écoulement

## 2.7 Longueur et vitesse des bulles

La vitesse d'une bulle est donnée par l'équation :

$$V=d/t \quad (5-8)$$

Avec  $d$  la distance parcourue par l'extrémité inférieure de la bulle dans le canal et  $t$  le temps mis pour parcourir cette distance.

Le [Tableau 5- 4](#) compare les vitesses et les diamètres (en cas d'une bulle) ou largeur des régimes d'écoulement (en cas d'un régime autre que bulle) simulés et mesurés dans chaque cas. Rappelons que toutes ces grandeurs sont calculées a posteriori dans la simulation et que nous avons imposé un gradient de pression identique à celui mesuré expérimentalement. La comparaison des vitesses est tout à fait satisfaisante et les valeurs des diamètres ou largeurs sont du même ordre de grandeur. La différence observée entre les vitesses expérimentales et numériques vient probablement du fait que l'espacement des bulles est un peu moins grand dans les simulations que dans les expériences, ce qui conduit à une surestimation de la vitesse de la phase dispersée.

Tableau 5- 4: Comparaison des vitesses des bulles à l'intérieur du canal

Vitesse expériences (m/s)	Vitesse numérique (m/s)	Diamètre expérimental (mm)	Diamètre numérique (mm)
1.09	1.18	5.3	4.16
1.82	2.11	5	3.52
1.65	1.78	5 à 8	5.3
1.05	1.1	4.8 à 8	4.48 à 7.36
1.4	1.46	2 à 5.3	1.6 à 4.8
2.6	2.69	-	-

## Conclusions et perspectives

La maîtrise de la distribution des phases dans la zone d'échange de l'échangeur industriel passe par la compréhension de ce qui se passe en amont, dans le distributeur. Pour cela, diverses études paramétriques ont été réalisées et analysées en s'appuyant sur différents résultats, issus des essais directs sur la maquette « Five », des simulations numériques et de la littérature.

L'objectif du chapitre a été de simuler numériquement la création de l'écoulement diphasique dans le profilé de distribution et son effet sur les régimes d'écoulement en aval de ce dernier. Nous avons d'abord vérifié par simulation monophasique l'homogénéité de la distribution en simple phase. En diphasique, notre outil de simulation numérique a été capable de reproduire précisément les caractéristiques locales (forme des bulles, vitesse, débits) de cet écoulement. Ensuite, nous avons mis en évidence l'existence de zones de retour liquide dans la zone de distribution du gaz en accord avec les observations expérimentales. Nous avons établi une carte d'écoulement en fonction des vitesses superficielles du gaz et du liquide pour notre gamme expérimentale de débits en mélange eau-air.

Nous avons mis en évidence l'effet de l'angle de contact sur les résultats numériques. Lorsque l'angle de contact augmente, l'interface liquide-gaz passe d'une bulle concave vers une bulle convexe. L'angle  $137^\circ$  permet de reproduire au mieux la forme observée des bulles dans les différents régimes d'écoulement en eau-air. Un angle proche de  $180^\circ$  conduit

également à une représentation satisfaisante des bulles mais il s'agit très probablement d'un artefact numérique lié au fait que le maillage devrait être extrêmement affiné près des parois pour prédire la présence du film liquide avec un angle de contact plus réaliste de  $137^\circ$ . Enfin des simulations préliminaires montrent que la tension de surface affecte notablement l'interface liquide-gaz et la vitesse des fluides à l'intérieur du canal. Les résultats en maquette en eau-air doivent donc servir à valider de façon fiable ce type de simulations afin d'envisager leur utilisation prédictive sur des fluides industriels. L'ensemble des résultats montre la crédibilité de la simulation numérique pour le cas d'un écoulement dans un canal vertical.

La voie est donc ouverte à une étude plus approfondie de ces écoulements (influence de la forme des bulles, de la géométrie du distributeur (largeur, diamètre des trous, nombre de trous), des interactions entre bulles, du rapport des viscosités et des densités, des angles de contact...) pour d'une part mieux comprendre les phénomènes intervenant dans notre distributeur et d'autre part optimiser les différentes applications et procédés qui mettent en jeu des écoulements diphasiques en minicanaux.

Une approche plus rigoureuse devra prendre en compte la nature dynamique de l'angle de contact.

Nous avons réalisé cette étude avec un maillage comportant certes un nombre important de mailles mais pas encore assez raffiné. Il serait donc nécessaire de refaire cette étude sur un maillage plus raffiné pour toute la géométrie du distributeur.

Il serait intéressant de réaliser une étude visant à améliorer la conception du distributeur, en tenant en compte de toutes les problématiques importantes de la distribution diphasique (limitation des vitesses superficielles, pertes de charge en amont et en sortie de l'échangeur.

## Références

- Afkhami , S., Zaleski, S., Bussmann, M., 2009. A mesh-dependent model for applying dynamic contact angles to VOF simulations. *Journal of Computational Physics* 228, 5370–5389.
- Azzi, A.I., Attiyah, A.AI, Qi, L., Cheema, W., Azzopardi, B.J., 2010. Gas–liquid two-phase flow division at a micro T-junction, *Chemical Engineering Science* 65, 3986–3993.
- Baker, O., 1954. Simultaneous flow of oil and gas, *Oil Gas J.* 53, 185–195.
- Ben Saad, S., Clément, P., Gentric, C., Fourmigué, J-F., Leclerc, J-P., 2011. Experimental distribution of phases and pressure drop in a two-phase offset strip fin type compact heat exchanger. *International Journal of Multiphase flow*.
- Bhaga D., Weber M.E., 1981. Bubbles in viscous liquid: shapes, wakes and velocities, *J. Fluid Mech.* 105, 61–85.
- Brackbill, J. U., Kothe, D. B., Zemach, C., 1992. A Continuum Method for Modeling Surface Tension. *J. Comput. Phys.*, 100:335-354.
- Chen L., Garimella S.V., Reizes J.A., Leonardi E., 1999. The development of a bubble rising in a viscous liquid, *J. Fluid Mech.* 387, 61-96.
- Cox, R.G., 1986. The dynamics of the spreading of liquids on a solid surface. Part 1. Viscous flow, *Journal of Fluid Mechanics* 168, 169–194.
- Deepak G., Vivek V., 2009. Buwa Numerical Simulations of Bubble Formation and Rise in Microchannels *Ind. Eng. Chem. Res.*, 48, 8109–8120
- Das, G., Das, P.K., Azzopardi, B.J., 2005. The split of stratified gas–liquid flow at a small diameter T-junction. *International Journal of Multiphase Flow* 31, 514–528.
- Dussan, E.B. 1979. On the Spreading of Liquids on Solid Surfaces: Static and Dynamic Contact Lines. *Annual Reviews of Fluid Mechanics* 11, 371–400.
- Eisenklam, P., Ford, L.H., 1962. On the interaction of fluids and solids, *Inst.Chem. Engrs. London*, 333-344.
- Fang C., Hidrovo, C., Wang, F., Eaton, J., Goodson, K., 2008. 3-D numerical simulation of contact angle hysteresis for microscale two phase flow, *International Journal of Multiphase Flow* 34, 690–705.
- Fukagata, K., Kasagi, N., Ua-arayaporn, P., Himeno, T., 2007. Numerical simulation of gas liquid two-phase flow and convective heat transfer in a micro tube. *International Journal of Heat and Fluid Flow* 28, 72–82.
- Fluent Inc., *Fluent 6.2 User's Guide*, Fluent Inc., Lebanon, USA, 2005.
- Goel, D., Buwa, V.V., 2009. Numerical Simulations of Bubble Formation and Rise in Microchannels, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 48, 8109–8120.
- Gupta, R., Fletcher, D.F., Haynes B., 2009. On the CFD modelling of Taylor flow in microchannels, *Chemical Engineering Science* 64, 2941 – 2950.

- Horiki, S., Osakabe, M., 1999. Water flow distribution in horizontal protruding-type header contaminated with bubbles. *Proc. ASME Heat Transfer Div.* 2, 69–76.
- Li, J., 1995 Calcul d'interface affiné par morceaux (piecewise linear interface calculation), *C.R. Acad. Sci. Paris Serie IIb: Paris* 320, 391–396.
- Noh, W., Woodward, P., 1976. SLIC (simple line interface calculation), in: A. van de Vooren, P. Zandbergen (Eds.), *Proceedings of the Fifth International Conference on Fluid Dynamics*, vol. 59: *Lecture Notes in Physics*, Springer, Berlin, pp. 330–340.
- Nichita, B.A., Zun, I., Thome, J.R., 2010. A VOF method coupled with a dynamic contact angle model for simulation of two-phase flows with partial wetting.
- Puckett, E.G., 1991. A volume-of-fluid interface tracking algorithm with applications to computing shock wave refraction, in: H. Dwyer (Ed.), *Proceedings of the Fourth International Symposium on Computational Fluid Dynamics*, Davis, CA, pp. 933–938.
- Puckett, E.G., Almgren, A.S., Bell, J.B., Marcus, D.L., Rider, W.J., 1997. A highorder projection method for tracking fluid interfaces in variable density incompressible flows, *J. Comput. Phys.* 130, 269–282.
- Rafael M. S, Masahiro K., 2010. Numerical modeling and experimental investigation of gas–liquid slug formation in a microchannel T-junction. *International Journal of Multiphase Flow* 36, 314–323
- Rosengarten, G., Harvie, D.J.E., Cooper-White, J., 2006. Contact angle effects on microdroplet deformation using CFD. *Applied Mathematical Modelling* 30, 1033–1042.
- Ranade, V.V., 2002, *Computational Flow Modeling for Chemical Reactor Engineering*, vol. 5, Academic Press, St. Louis, MO, USA.
- Santos, R.M.; Kawaji, M. Effect of contact angle on gas slug formation, shape and flow in a microchannel T-junction by numerical simulation. *7th International Conference on Multiphase Flow, ICMF 2010*.
- Sussman M., Smereka P., 1997. Axisymmetric free boundary problems, *J. Fluid Mech.* 341, 269–294.
- Phan H.T. 2010. Thèse de l'université de Grenoble « Effets des nano- et micro-structurations de surface sur le transfert thermique en ébullition »
- Versteeg, H.K., Malalasekera, W., 1995. *An Introduction to Computational Fluid Dynamics, the Finite Volume Method*, Longman Scientific and Technical, Harlow, Essex, UK.
- West, G. D. 1911. On resistance to the motion of a thread of mercury in a glass tube. *Proceedings of the Royal Society A* 86, 20–25.
- Walters J.K., Davidson J.F., 1963. The initial motion of a gas bubble formed in an inviscid liquid. Part 2. The three dimensional bubble and the toroidal bubble, *J. Fluid Mech.* 17, 321–336.
- Young, T. 1805. *An Essay on the Cohesion of Fluids*. *Philosophical Transactions of the Royal Society of London* 95, 65–87.
- Zaleski, S., Interface tracking—VOF, in: *Lecture Given at Course: Industrial Two-phase Flow CFD*, von Karman Institute for Fluid Dynamics, Belgium, 2005.





---

## CHAPITRE 6: DIAGNOSTIC DE L'ECHANGEUR DE CHALEUR

---

La technique de traçage par l'adjonction d'un pulse de sel dans la phase liquide à l'entrée de l'échangeur et la détection par conductimétrie des signaux en différents points de sortie a permis la détermination de la Distribution des Temps de Séjour de la phase liquide et les Distribution Locale des Temps de Séjours (DLTS) dans les différentes parties de la maquette. L'interprétation de la fluctuation du signal due à la présence de bulles de gaz entre les deux électrodes du conductimètre a conduit à caractériser les différents régimes d'écoulement (bulles, poches et bouchons) et à estimer la distribution de la fraction de vide. La détection de différents défauts avec des amplitudes et des emplacements différents a été étudiée.

**Mots clés :** écoulement diphasique, défauts, traçage, filtrage



## Introduction

Ce chapitre est consacré à l'application d'une méthode de traçage pour caractériser des échangeurs à plaques et ondes alimentés en écoulements monophasique et diphasique. Le but sera d'obtenir une «signature par traçage» de l'échangeur afin de surveiller son comportement à long terme et de détecter en ligne les défauts accidentels. D'autres objectifs sont de déterminer le régime d'écoulement à partir des signaux caractéristiques (par exemple la qualité des bulles et la fraction de vide moyenne), le type des défauts techniques (encrassement, déformation des ailettes ...), les emplacements approximatifs et l'amplitude de ces défauts.

Après un rappel des bases de cette méthode de traçage et des notions associées comme la distribution des temps de séjour, nous présenterons la méthodologie expérimentale utilisée, les résultats obtenus et leur analyse.

### I. Le traçage

Les méthodes de traçage sont couramment utilisées pour diagnostiquer l'écoulement dans des installations industrielles. Elles sont principalement limitées à la détermination de la Distribution des Temps de Séjour d'une phase donnée et à la détermination qualitative de défauts standards (court-circuit, volume mort, ...) dans un système.

Ainsi, nous décrivons le principe de la méthode de mesure de la DTS par la *Figure 6-1*.

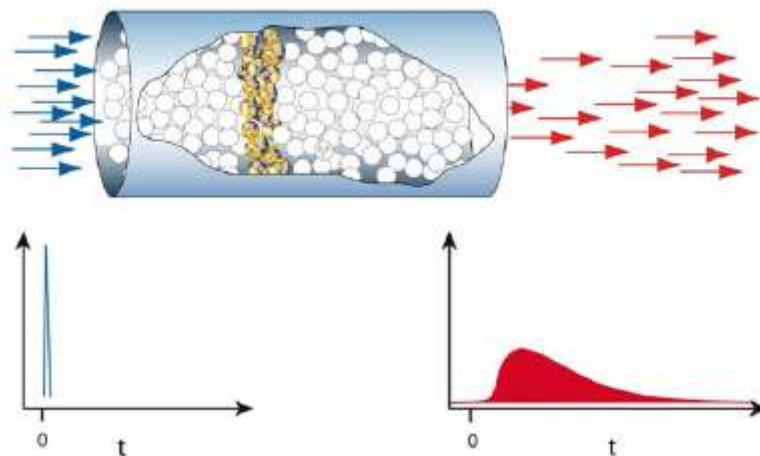


Figure 6-1 : Principe de la réponse d'un système à une impulsion

La Distribution des Temps de Séjour (DTS) constitue un modèle qui caractérise l'écoulement stationnaire dans un système.

La technique de mesure de la Distribution des Temps de Séjour d'une phase, consiste à utiliser un traceur dont on injecte rapidement une quantité donnée à l'entrée (courbe bleue, *Figure 6- 1*) et dont on suit en fonction du temps la concentration à la sortie (courbe rouge, *Figure 6- 1*). L'analyse de la courbe de réponse à la sortie permet aussi de comprendre certains aspects du comportement du fluide à l'intérieur du système et en particulier d'identifier la présence de défauts dans le système.

### **1 Caractérisation hydrodynamique et détermination de la Distribution des temps de séjour dans la phase liquide**

Les distributions des temps de séjour (DTS) sont déterminées par une technique d'injection impulsion et le suivi du traceur en sortie de l'échangeur. Dans le cas de la phase liquide, la variation d'impédance électrique due au traceur (chlorure de sodium) est mesurée en sortie à l'aide d'une électrode spécifique. L'évolution de cette impédance est une fonction linéaire de la concentration en fonction du temps. L'évolution de cette concentration en fonction du temps  $C(t)$  est normée et exprimée par la fonction  $E(t)$  qui représente la distribution des temps de séjour du fluide (équation 6-1) :

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t) dt} \quad (6-1)$$

Le moment d'ordre 1, en particulier, correspond au temps de séjour moyen  $\bar{t}$  (équation 6-2) de la phase liquide considérée.

$$\bar{t} = \int_0^{\infty} E(t) t dt \quad (6-2)$$

Le moment d'ordre 2 ou la dispersion statistique ( $s^2$ ) est donnée par l'équation (6-3) :

$$s^2 = \int_0^{\infty} (t - \bar{t})^2 E(t) dt \quad (6-3)$$

Le volume du fluide accessible (liquide) est le produit du temps de séjour moyen par le débit volumique (équation 6-4)

$$V_1 = Q_1 \cdot \bar{t} \quad (6-4)$$

Où  $Q_1$  est le débit volumique de la phase liquide à tracer et  $V_1$  est le volume de la phase liquide.

Le taux de vide global dans le volume de la maquette correspond alors au rapport du volume gazeux par le volume global :

$$\alpha = \frac{V_g}{V} \quad (6-5)$$

Où  $V_g = V - V_1$ ,  $V_g$  est le volume de la phase gazeuse (air dans notre étude) et  $V$  est le volume total de la section d'essai.

Le nombre de Peclet (Pe) est le rapport entre la convection et la dispersion axiale de l'écoulement :

$$Pe = L \frac{V}{D_L} \quad (6-6)$$

avec  $D_L$  : coefficient de dispersion longitudinale

La structuration de la maquette de l'échangeur avec sept zones distinctes de section relativement large par rapport à la longueur totale et les vitesses respectives du gaz et du liquide laissent présager que l'écoulement de la phase liquide se rapprochera fortement d'un écoulement de type piston avec dispersion axiale. De ce fait, le nombre de Peclet sera un paramètre de comparaison intéressant des différents essais.

La méthode de traçage devrait donc permettre une caractérisation de l'écoulement liquide dans l'échangeur et donc du régime d'écoulement diphasique que des éventuels défauts à travers l'estimation des moments d'ordre un et du nombre de Peclet dans chaque section d'essais.

## **2 Les défauts de fonctionnement d'un échangeur**

Un échangeur est dimensionné pour un fonctionnement dans des conditions idéales de répartition des fluides et surtout sans la présence du moindre défaut. Les défauts majeurs constatés dans les échangeurs de chaleur à plaques et ondes, qui nous intéressent plus particulièrement dans cette étude, sont liés à l'encrassement des micro-canaux et à la

déformation des ondes, qui induisent progressivement une mauvaise distribution des fluides. Du fait des largeurs de plusieurs mètres et d'un fonctionnement en écoulement diphasique cette mauvaise distribution peut avoir des conséquences importantes sur les performances thermiques d'un échangeur industriel.

La capacité à estimer en ligne la présence d'un défaut mais aussi son amplitude est cruciale pour un industriel car elle indique si l'arrêt du système pour remédier au problème doit être effectué immédiatement ou non. Les retombés financiers sont énormes si l'on peut prédire leur influence et ainsi limiter les arrêts des unités uniquement lorsque les défauts entraînent de grosses perturbations.

Afin de caractériser l'écoulement dans ce type d'échangeurs mais aussi la présence de défauts, leur emplacement et leur amplitude, une méthodologie doit être mise en place basée sur une mesure traditionnelle entrée-sortie du traceur mais aussi sur des mesures locales. De plus les signaux obtenus doivent être traités afin de discriminer les informations qui caractérisent le régime d'écoulement diphasique de ceux liés à la Distribution des Temps de Séjour d'une phase donnée.

### ***3 État de l'art***

#### **3.1 Les méthodes de traçage**

Le choix du traceur dépend principalement de la nature du fluide à étudier et en particulier du type de phase (liquide ou gazeuse). Ainsi le sel a été utilisé pour tracer une phase liquide aqueuse dans des études précédentes (*Albaric 2002, Perrin 2002, Dahhan 2006*). L'intérêt du sel est de pouvoir utiliser des sondes de conductivité dans différentes applications pour déterminer la concentration des espèces ioniques qui se créent lorsque le sel se dissout dans des solutions. Plus la concentration du sel est importante plus la conductivité est élevée. Ces sondes sont ainsi utilisées comme outils de diagnostic dans les applications en ingénierie de la réaction, pour estimer les caractéristiques locales (vitesses,...) de la phase liquide dans des écoulements mono et diphasique, principalement sur des maquettes froides alimentées en eau.

Cependant, l'utilisation de la méthode de traçage en écoulement diphasique est plutôt nouvelle, et rajoute des complexités par rapport à un écoulement simple phase, si l'on cherche réellement à étudier les régimes d'écoulement et pas uniquement les deux phases séparément. L'application de cette technique de traçage basée sur la mesure de la conductivité permet

d'obtenir la distribution des temps de séjour de la phase liquide, ainsi que des informations sur les régimes d'écoulement diphasique. *Thulasidas (1999)* a étudié un régime à bulles à travers un tube capillaire et il a déterminé expérimentalement la distribution des temps de séjour dans le liquide par la technique de traçage par conductimétrie en utilisant une solution saline injectée dans des canaux.

*Briens et al. (1996)* ont caractérisé expérimentalement les régimes et transitions d'écoulements à partir des signaux de conductivité. Les sondes de conductivité permettent d'estimer les propriétés des bulles dans les écoulements gaz-liquide/gaz-solide ainsi que dans le mélange gaz-liquide-solide des lits fluidisés (*Svendson et al. (1998)*, *Gunn et al. (1985)*, *Buchholz (1981)*, *Werther et Molerus (1973)*).

*Oriol et al. (2006)* ont développé plusieurs méthodes (traçage de la phase liquide par colorant, traçage de la phase gaz par un gaz radioactif, sondes optiques) pour caractériser les écoulements diphasiques dans un tube de 4 m de long et de diamètre intérieur de 10 mm. Ils ont caractérisé le taux de vide et les topologies d'écoulements diphasiques (bulles, poches, annulaires...) à partir des signaux temporels enregistrés.

Nous présentons ici un exemple de deux régimes d'écoulements (*Figure 6- 2* et *Figure 6- 3*) observés par *Oriol (2006)* en utilisant un traceur coloré détecté par une sonde optique

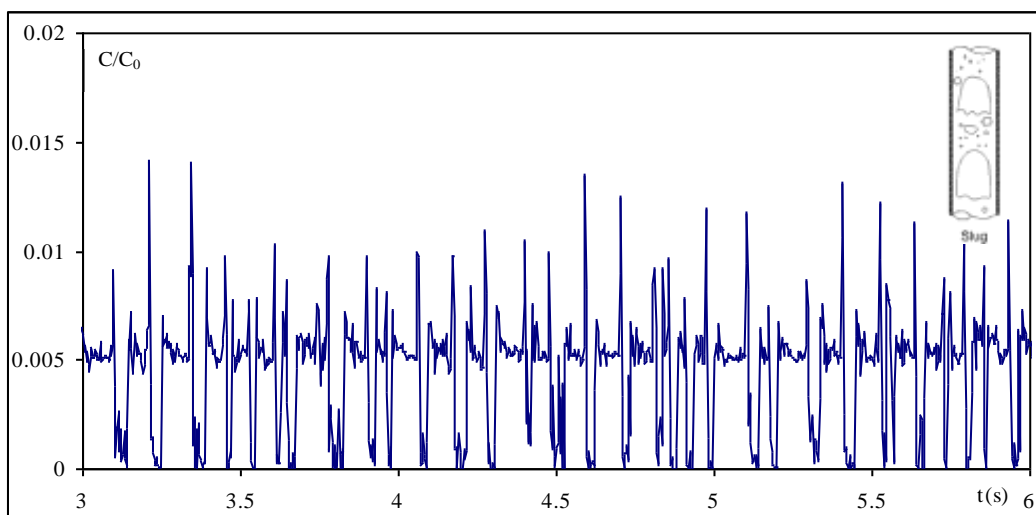


Figure 6- 2 : Signal caractéristique d'un écoulement à poches avec  $V_{sg} < 1 \text{ m.s}^{-1}$  (*Oriol et al. (2006)*)

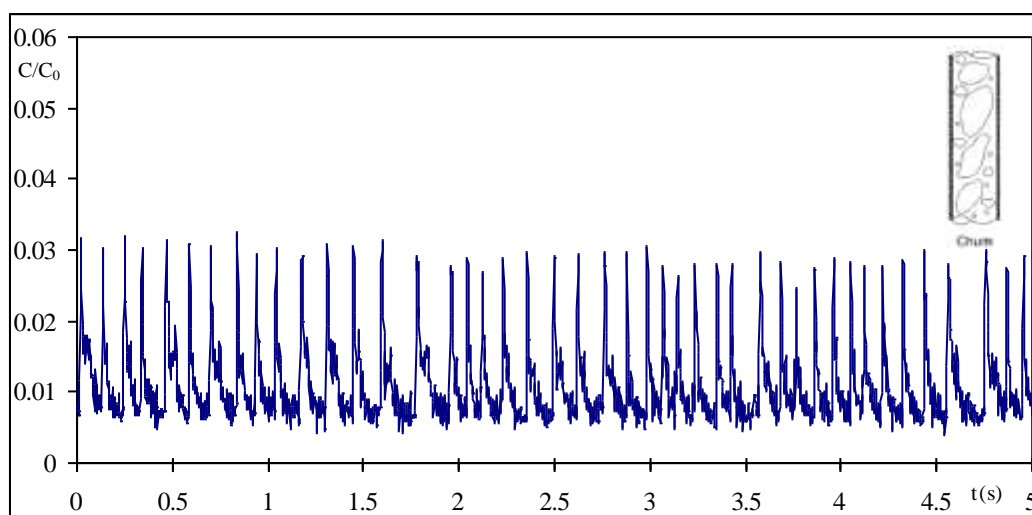


Figure 6- 3 : Signal caractéristique d'un écoulement agité avec  $V_{sg} > 1 \text{ m.s}^{-1}$  (Oriol et al. (2006))

Oriol (2006) a associé le signal de la [Figure 6- 2](#) à un régime à poches. Il a observé ce régime pour des vitesses superficielles d'air  $V_{sg}$  inférieures à  $1 \text{ m.s}^{-1}$ . Il a observé aussi un régime agité ([Figure 6- 3](#)) pour des vitesses superficielles de gaz  $V_{sg}$  supérieures à  $1 \text{ m.s}^{-1}$ . Le régime agité est caractérisé par un signal moyen d'une intensité proche de 0,01 indiquant un passage d'air important avec de nombreuses interfaces. De plus, il est pseudopériodique car on observe des pics réguliers d'intensité élevée. L'utilisation d'un traceur salin et de sondes conductimétriques devrait nous conduire à des signaux très similaires, le passage des bulles entraînant une diminution brutale de la conductivité et donc un pic tout comme les courbes présentées ci-avant.

Pour déterminer la distribution de temps de séjour (DTS) en simple phase liquide, peu d'ambiguïté est rencontrée dans l'interprétation des signaux de conductivité de la sonde, contrairement aux écoulements diphasiques où des signaux bruités apparaissent, en raison du passage des bulles de gaz. Cependant, il faut tenir compte des bruits associés à l'électronique qui sont toujours présents indépendamment du fait que les signaux aient été mesurés dans un système avec une seule ou deux phases. Ces composantes de bruits sont facilement éliminées et elles sont d'amplitudes négligeables devant celles dues à la présence de bulles de gaz.

Récemment, *Gupta et al. (2000)* ont développé une nouvelle technique de filtrage d'extraction de la réponse de concentration de la phase liquide en traceur. Ils ont utilisé un système composé de deux sondes de conductivité en écoulement diphasique eau-air. Ce nouvel algorithme de filtrage de bruits diphasiques a été réalisé en utilisant le filtre standard



Butterworth. *Gupta et al. (2000)* ont fourni des informations sur le mélange liquide-gaz à travers des mesures expérimentales dans une colonne à bulles à contre-courant. Ils ont étudié les effets combinés des débits de gaz et de liquide et de la densité. Ils ont montré que les deux densités et le débit du liquide ont le plus grand impact sur les mélanges locaux du liquide entre deux plateaux. La même technique de filtrage a été utilisée plus tard par *Alvare (2002)* dans une colonne à bulles.

### **3.2 Application à la détection des défauts dans un échangeur**

La méthode de traçage est aussi appliquée pour détecter les défauts dans les échangeurs. Le processus de détection de défauts dans un milieu opaque comme un échangeur industriel est généralement divisé en trois étapes (*Gertler, 1998*) :

- détection du défaut : déterminer la présence d'une variation sur le système ;
- isolation du défaut : déterminer la localisation du défaut sur le système ;
- identification du défaut : déterminer l'ampleur du défaut.

La *Figure 6- 4* résume les différentes étapes décrites de manière séquentielle selon *Patton et al. (1989)*.

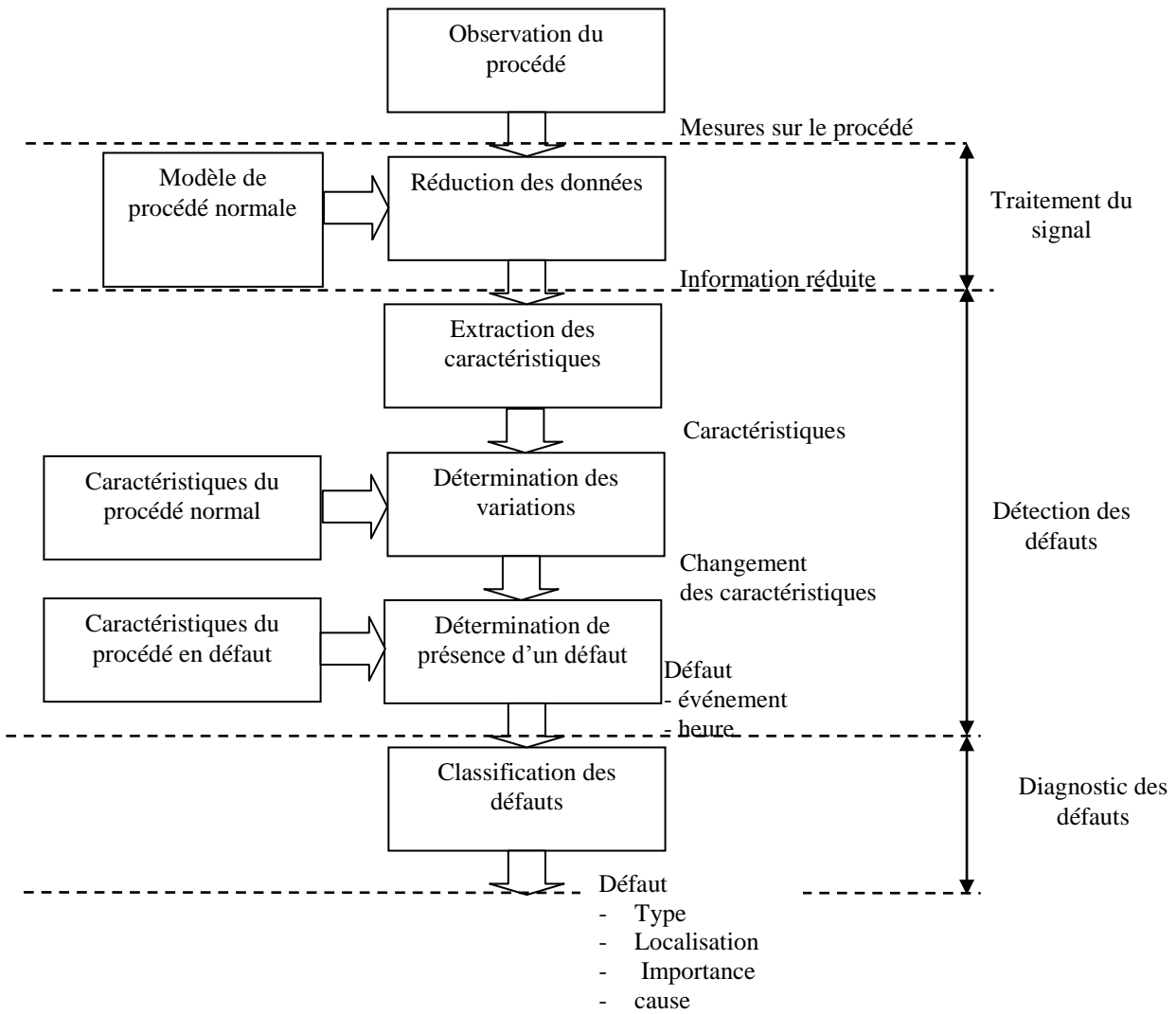


Figure 6- 4 : Étapes du processus de détection de défauts Patton et al. (1989)

A partir d'essais expérimentaux, nous allons mettre en œuvre ce processus de détection de défauts et réaliser les mêmes étapes, depuis le traitement des signaux, la caractérisation de l'échangeur à plaques et ondes sans et avec défaut, jusqu'au diagnostic du défaut afin de caractériser son degré et sa localisation. Dans cette étude, les amplitudes et les emplacements de défauts sont créés volontairement et manuellement, et nous essayons de les détecter par la suite par les signaux caractéristiques.

## II. Etude expérimentale avec et sans défauts

Afin de pouvoir valider les différentes étapes de détection des défauts, nous avons réalisé des expériences de traçage sur le canal d'échangeur de chaleur à plaques et ondes de la petite maquette de l'échangeur (dimensions 50 cm\*75 cm\*7.13 mm). Cette section d'essais à

échelle réduite (décrite dans le chapitre 2) a été conçue de manière à pouvoir mener facilement le montage et démontage des plaques d'ondes qui permettront de créer les défauts.

Avant de présenter les résultats expérimentaux, nous décrivons dans cette partie la méthode de traçage utilisée sans revenir sur les équipements expérimentaux déjà présentés au chapitre 2.

### **1 Mise en œuvre de la méthode de traçage**

Pour caractériser l'écoulement de la phase liquide nous injectons une solution concentrée de chlorure de sodium (NaCl) à l'entrée, et suivons la réponse à l'aide d'une sonde de conductivité à la sortie de chaque zone séparant le haut de l'échangeur. La quantité de solution concentrée de NaCl préparée est injectée par une seringue métallique. Un couple d'électrodes rectangulaires de dimensions identiques est installé à l'entrée comme à la sortie de chaque zone pour mesurer la réponse d'entrée (injection) et de sortie. Les dimensions des électrodes de sortie sont : 134 mm de longueur, 20 mm de hauteur pour une surface de  $0,0026 \text{ cm}^2$ . La réponse de la solution du traceur NaCl dans les zones a été obtenue à l'aide d'un système d'acquisition, avec un temps d'échantillonnage de l'ordre de la milliseconde.

Afin de réaliser l'injection sous forme d'impulsions, le volume de la solution injectée de NaCl est faible (environ 20 ml). Des concentrations relativement élevées de NaCl de 200 g / litre ont été adoptées pour notre système, ce qui assure une réponse des signaux bien détectable en considérant l'effet de dilution par les débits forts et le volume important de la maquette.

L'injection est réalisée et un signal de sortie est mesuré par les sondes de conductivité. Ce signal n'est pas directement exploitable. Un algorithme d'analyse du signal de l'eau seule ou du mélange eau-air est introduit. Une nouvelle technique de filtrage de la réponse en écoulement diphasique déduite de la technique de *Gupta et al. (2000)* est appliquée dans notre étude en se basant sur un filtre standard « smooth filtre ».

L'utilisation du logiciel DTS PRO est aussi une étape dans l'analyse des résultats afin de ramener les réponses à celles que l'on obtiendrait pour une injection impulsionnelle parfaite (distribution de Dirac). Premièrement, les réponses obtenues sont analysées afin de fournir les

caractéristiques de l'écoulement diphasique dans une large gamme de vitesses superficielles de gaz et de liquide. Deuxièmement, la création de défauts, leur détections et la comparaison avec les réponses sans défaut ont permis de diagnostiquer l'échangeur.

L'objectif de la partie suivante est d'effectuer le choix des amplitudes et des emplacements des défauts les plus sensibles, des méthodes de détection envisagées ainsi que des conditions opératoires et du nombre d'expériences à réaliser.

## 2 Géométrie et position des défauts

Le défaut principal apparaissant dans les échangeurs à plaques et ondes est l'encrassement des ondes ou la déformation des ailettes. Une zone encrassée est bouchée ce qui empêche le passage des fluides et affecte la distribution, et donc les performances globales de l'échangeur, d'où l'importance d'identifier les zones qui affectent le plus la distribution des fluides. Nous avons exposé sur la *Figure 6- 5* les différentes possibilités d'emplacement de défauts.

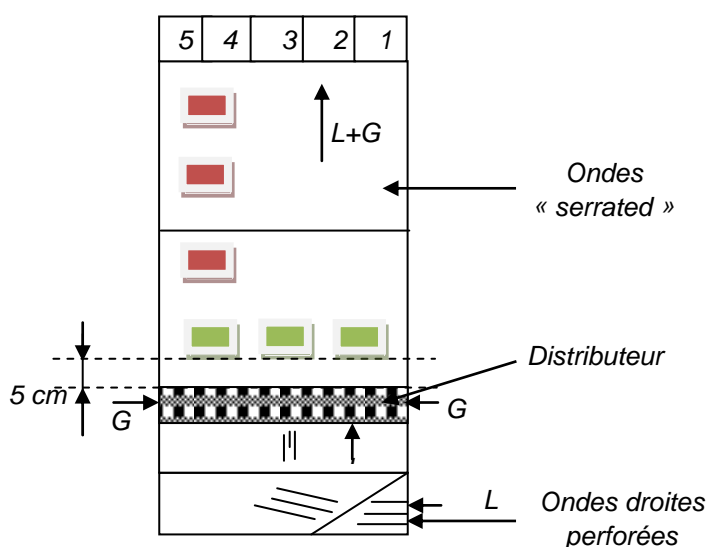


Figure 6- 5 : Différents défauts et emplacements possibles

Une distribution des défauts suivant l'horizontale ou bien suivant la verticale est possible. En pratique, la zone la plus affectée par l'encrassement est la zone proche du distributeur où passe en premier le mélange du liquide et de sa vapeur dans un échangeur industriel. Afin d'évaluer l'effet de l'amplitude du défaut sur la réponse de l'échangeur au traceur, nous sommes partis sur deux pourcentages de défaut, 10% et 20% de bouchage de la section de

passage, qui sont des ordres de grandeurs pertinents constatés par Fives Cryo sur les échangeurs industriels en fonctionnement.

On se positionne donc à 5 cm au dessus du distributeur lors de nos expériences et on réalise un bouchage de 10% et 20% de la section de passage, pour trois emplacements suivant l'horizontale : droite (coté entrée de l'eau), milieu de la plaque d'ondes et gauche (zone opposée à l'entrée de l'eau). Ces défauts sont désignés par les rectangles verts de *Figure 6- 5*. Nous avons choisi une hauteur de 1 et 2 cm pour 10 et 20% de largeur de bouchage de la section respectivement.

Ces zones bouchées ont été réalisées en remplissant les ailettes avec du mastic silicone. Dans l'échangeur, la zone active des ondes « serrated » contient deux plaques. La plaque avec les défauts sera placée juste au-dessus du distributeur comme le montre la *Figure 6- 6*.

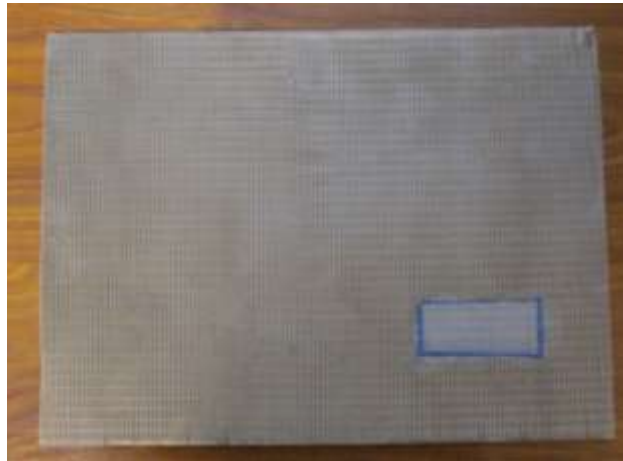


*Figure 6- 6 : Position d'un défaut sur la maquette*

Un bouchage de 10% dans la zone opposée à l'entrée de l'eau est photographié sur cette figure. Nous constatons l'amplitude faible du défaut par rapport au volume total de la section d'essais.

Nous avons réalisé nos expériences sur 5 plaques d'aluminium ayant les caractéristiques suivantes (une seule plaque avec le défaut approprié est photographiée) :

- une plaque avec 0% défaut qui servira de référence d'un échangeur parfait ;
- une plaque avec 10% de la largeur bouchée à droite ou à gauche (*Figure 6- 6*) ;
- une plaque avec 20% de la largeur bouchée à droite ou à gauche (*Figure 6- 7*) ;
- une plaque avec 10% de la largeur bouchée au milieu (*Figure 6- 8*) ;
- une plaque avec 20% de la largeur bouchée au milieu (*Figure 6- 9*).



*Figure 6- 7 : 20% de la largeur de la plaque d'ondes « serrated » bouchée à droite de la plaque*



*Figure 6- 8 : 10% la largeur de la plaque d'ondes « serrated » bouchée au milieu de la plaque*



Figure 6- 9 : 20% de la largeur de la plaque d'ondes « serrated » bouchée au milieu de la plaque

### **3 Originalité du travail et en particulier des méthodes de détection envisagées**

Afin de développer une méthode pour évaluer les critères de détection des défauts, nous allons utiliser les caractéristiques suivantes :

- l'amplitude du signal ;
- le moment d'ordre 1 (temps de séjour moyen) si le défaut est important (*Figure 6- 10*).

Par exemple le bouchage important de presque toute la zone de passage du fluide influe en premier sur le moment d'ordre 1 et devrait être visible sur la DAI locale et la DTS à la sortie ;

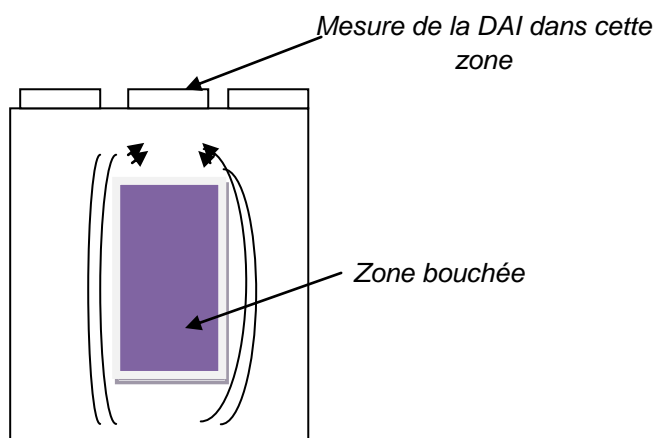
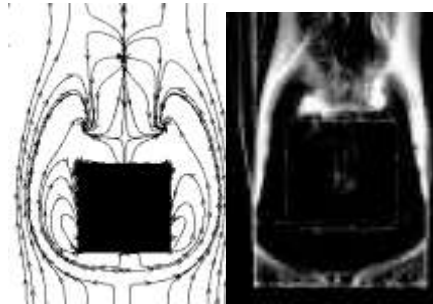


Figure 6- 10 : Défaut important

- le moment d'ordre 2 (la dispersion).

Dans notre étude contrairement au schéma de la *Figure 6- 11* illustrant un cas extrême, on s'intéresse à des défauts de faible amplitude, dont l'influence n'est pas forcément notable sur le seul volume accessible au fluide et donc sur le moment d'ordre un.

La *Figure 6- 11* décrit le contournement d'un fluide autour d'un défaut de faible hauteur par rapport distance parcourue par l'écoulement.



*Figure 6- 11 : Visualisation de l'écoulement autour d' un obstacle*

*(a) visualisation par émission d'étain,*

*(b) lignes de courant déterminées numériquement. (Calluaud et al. (2001))*

Dans la région en amont du défaut, le fluide vient heurter l'obstacle. Il tente ainsi de le contourner en passant par les côtés puis par le dessus. L'écoulement dans la zone au-dessus du défaut résulte de l'interaction de deux écoulements (*Calluaud et al. (2001)*).

D'après cette étude, nous avons une idée sur la dispersion du fluide autour du défaut. Par la suite, dans notre cas de défauts de longueur faible par rapport à la distance parcourue par l'écoulement, on va regarder spécifiquement les moments d'ordre 2 puisque les moments d'ordre 1 seront proches. Ce travail nécessite donc plus de traitement et d'analyse pour le calcul des moments d'ordre 2, et on doit tenir compte précisément de la forme du signal d'entrée, pour interpréter la réponse de sortie.

Ainsi les petits défauts, si la vitesse du fluide est importante, risquent de ne pas être détectés. La détermination de la limite de détection est donc l'un des critères importants d'estimation des performances de cette méthode. Dans le paragraphe suivant, nous présentons le choix de la gamme des vitesses superficielles à étudier expérimentalement.



L'originalité de notre travail est donc d'essayer de développer une méthode permettant par traçage d'évaluer la taille et la localisation de défauts dans un échangeur alimenté par un mélange diphasique alors que l'on se limite généralement à la caractérisation des effets d'un défaut sans en déterminer l'amplitude ni la localisation (% de volume mort par exemple).

#### **4 Conditions opératoires et limitation du nombre d'expériences**

Les conditions opératoires sont présentées dans le *Tableau 6- 1*. En plus des débits d'entrée de l'eau et de l'air, les vitesses superficielles dans la zone active des ondes « serrated » sont données, pour se comparer à des conditions de fonctionnement des échangeurs industriels. Il faudra tenir compte lors de l'analyse des résultats expérimentaux de cette différence. Les débits sont mesurés à l'entrée de l'échangeur (dépendants de la géométrie de notre maquette) et les vitesses superficielles correspondantes dans les ailettes décalées, définissent les conditions de fonctionnement des appareils réels.

*Tableau 6- 1: Conditions opératoires de la maquette FIVE*

Cas	Débit Eau m <sup>3</sup> /h	Débit air m <sup>3</sup> /h	Vitesse superficielle liquide V <sub>sl</sub> (m/s)	Vitesse superficielle gaz V <sub>sg</sub> (m/s)
103	7.2	2.1	0.39	0.12
107	6.4	8.0	0.35	0.44
110	2.4	13.4	0.13	0.73
206	6.4	34.6	0.35	1.90

Nous avons choisi de limiter le nombre d'expérience et de pouvoir obtenir toutes les tendances d'évolution possibles des effets des défauts par rapport à la gamme de conditions opératoires étudiée dans les chapitres précédents. Dans cette large gamme de débits d'eau et d'air du tableau, nous avons choisi de ne pas traiter tous les débits lors des essais de traçage pour les raisons suivantes :

- avec un débit d'air important (34.6 m<sup>3</sup>/h), les temps de séjour seront très courts et le risque est fort de ne pas voir de différence avec et sans défauts. Nous avons donc éliminé le plus gros débit d'air ;

- nous avons supprimé le débit d'air intermédiaire ( $8 \text{ m}^3/\text{h}$ ), parce que les différences de comportement avec le débit  $13.4 \text{ m}^3/\text{h}$  sont minimales. En travaillant avec un débit beaucoup plus faible les effets seront plus clairs ;
- les deux débits d'eau les plus faibles sont choisis ( $2.4$  et  $3.5 \text{ m}^3/\text{h}$ ), car avec les valeurs élevées nous risquons d'avoir des temps de séjours très courts ( $<0.5 \text{ s}$ ) et nous ne pourrions pas détecter les défauts ;
- enfin cette partie du travail a été réalisée en fin de thèse et n'a pas pu être développée en couvrant toutes les situations expérimentales possibles.

Le *Tableau 6- 2* présente les différents débits et alimentations des fluides possibles, choisis pour l'étude des traçages.

*Tableau 6- 2: Intersection des débits possibles dans les deux types d'alimentation des deux fluides*

liste des essais à faire	Qair (m3/h)		2.1	13.4
	Qeau (m3/h)			
alimentation à contre-courant	2.4		×	×
	3.5		×	×
alimentation à co-courant	2.4		×	×
	3.5		×	×

Les deux configurations d'alimentation des deux fluides ont été étudiées, à savoir co-courant et contre-courant.

La gamme de couples de débits d'eau et d'air a été étudiée pour les deux configurations d'alimentation des fluides en écoulement diphasique ainsi que pour deux essais en simple phase. Pour chaque condition opératoire l'effet des trois défauts (0, 10 et 20% de bouchage suivant la largeur), dans les trois positions (droite (côté entrée eau), milieu, gauche (côté opposé à l'entrée de l'eau)) a été analysée

Au total nous avons donc réalisé et interprété 90 essais.

## 5 Essais préliminaires et limites de la méthode

### 5.1 Reproductibilité des essais

Le temps de séjour du fluide dans la maquette est court en raison des débits relativement élevés. Il est donc d'autant plus nécessaire de vérifier la reproductibilité des essais. De plus, il est important de réaliser une injection de type Dirac ou tout du moins d'avoir un signal d'injection reproductible pour faciliter l'interprétation ce qui n'est pas évident lorsque le fluide est à fort débit, où l'injection manuelle d'une quantité raisonnable de solution concentrée en NaCl doit être assez rapide. Nous avons alors choisi de faire des séries de 9 injections pour chacune des conditions opératoires. La distribution des temps de séjour des particules d'eau obtenue pour chacune des 9 injections d'un essai est représentée sur la [Figure 6-12](#). La relativement bonne reproductibilité de ces essais nous permet de calculer une courbe moyenne et ainsi d'améliorer la précision de nos résultats.

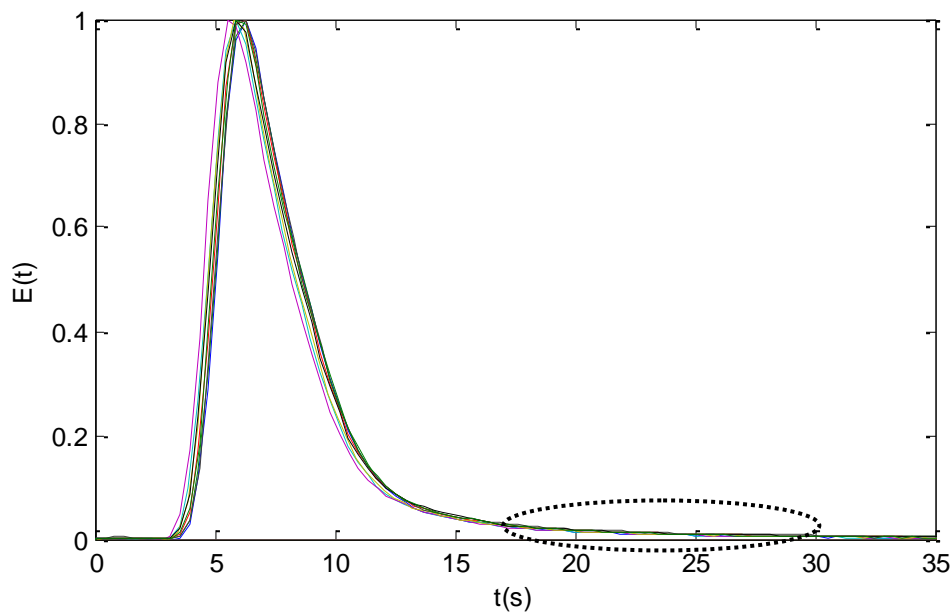


Figure 6- 12 : Reproductibilité des essais (9 injections)(monophasique liquide)

### 5.2 Dépôt éventuel de sel sur les électrodes

Le sel utilisé pour l'injection est normalement dissous en totalité dans l'eau d'injection. Cependant, lorsque le débit est faible, la solution saline peut laisser un dépôt sur les électrodes, c'est un problème parfois rencontré dans les techniques de mesure de DTS. Ce phénomène induit une légère traînée en fin de la courbe qui ne revient pas à sa ligne de base

malgré le fait que la totalité du traceur soit « théoriquement » passée. La *Figure 6- 12* montre un étalement de la fin de courbe à la fin en rejoignant la ligne initiale de base (eau à 0% de NaCl). En effet, l'ajout successif de sel à chaque injection entraîne la rétention du sel par les électrodes surtout à faible débit. La difficulté réside alors dans la nécessité de faire la différence entre une trainée représentative d'une caractéristique de l'écoulement et une trainée liée à un artefact du traceur. Dans tous les cas, la courbe doit revenir à la ligne de base, l'écart expérimental observé peut donc sans ambiguïté être imputé à ce seul effet de dépôt.

### **5.3 Fréquence d'enregistrement du signal**

Cette technique de traçage nécessite de prendre quelques précautions dans le choix de la fréquence d'acquisition pour une mesure correcte des temps de séjour. En particulier, la fréquence doit permettre d'accéder aux informations contenues dans les perturbations liées au passage des bulles. De plus il convient de s'assurer aussi que cette fréquence soit adaptée pour plus de précision et de logique dans les résultats.

### **5.4 Détection du type d'injection à l'entrée**

L'injection-impulsion consiste à injecter dans un temps très court ( $< 1\%$  du temps de séjour moyen dans le système) une quantité donnée de traceur. Cette injection doit se faire sans perturber l'écoulement au sein du système. En particulier le traceur ne doit pas être injecté à trop forte concentration afin d'éviter la formation de courants de convection naturelle transitoires résultant d'un écart de densité entre le traceur et le fluide. Dans la pratique, cette injection n'est jamais parfaite et il est nécessaire de déconvoluer le signal d'entrée du signal de sortie c'est à dire de modéliser l'écoulement afin de recalculer la courbe de réponse théorique à une injection de Dirac.

La *Figure 6- 13* montre des signaux d'entrée et de sortie filtrés pour un cas diphasique.

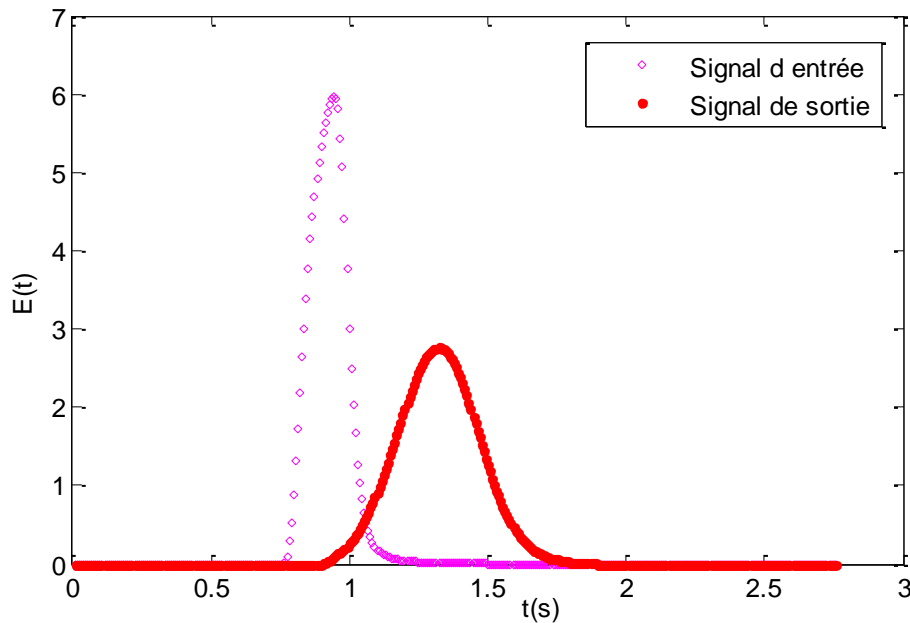


Figure 6- 13 : Signaux d'entrée et de sortie de l'échangeur en fonction du temps pour  $Q_{eau}=2.4 \text{ m}^3/\text{h}$  et  $Q_{air}=2.1 \text{ m}^3/\text{h}$  (zone 1)

Le signal d'entrée n'est pas une impulsion de Dirac, du fait du temps d'injection qui est d'une demie seconde comparée au temps de séjour moyen du signal de sortie qui est de quelques secondes. Il a donc été nécessaire de recalculer la réponse théorique de sortie à une injection de type Dirac. Par exemple, la trainée observée en sortie de l'échangeur ([Figure 6-12](#) et [Figure 6-13](#)) est en partie due à la trainée du signal d'entrée. L'opération de déconvolution étant assez instable numériquement, il a été choisi de modéliser l'écoulement à l'aide du logiciel DTSpro qui permet de simuler la réponse théorique à n'importe quel type de signal d'entrée. Le logiciel permet la construction de modèles représentatifs à l'aide d'un arrangement de réacteurs idéaux (réacteur parfaitement agité, réacteur piston...). Ainsi à partir d'un signal d'entrée donné, ce logiciel permet de recalculer le signal de sortie de telle sorte que les paramètres d'ajustement soient optimisés et que ce signal soit le plus proche possible du signal expérimental (selon la validité du modèle choisi). L'utilisation du modèle ainsi obtenu permet de recalculer la réponse à une impulsion de Dirac sans qu'il soit nécessaire de passer par la déconvolution.

### III. Méthode de traitement et filtrage des signaux

Après les essais, une méthode de traitement des données a été développée pour obtenir des signaux propres et en particulier d'extraire la DTS de la phase liquide de la réponse bruitée. Ce traitement est appliqué sur les signaux bruts d'entrée et de sortie. Il est basé sur la

normalisation, le filtrage des signaux diphasiques du bruit entraîné par le passage des bulles et la reconstruction des signaux de sortie correspondants à une injection de type Dirac.

Dans les paragraphes qui suivent, on va aborder la description de cette méthode de traitement en s'intéressant tout d'abord au type de signal puis à l'algorithme du traitement des signaux.

### ***1 Type de signal et approche standard***

Le fluide séparant les deux électrodes joue le rôle d'une impédance variable. La variation de tension aux bornes de la sonde indique l'alternance des phases au cours du temps. Des difficultés sont rencontrées en écoulement diphasique en utilisant des sondes de conductivité pour mesurer la DTS de la phase liquide. Des mesures d'impédance ont été réalisées avec de l'eau seule, puis en augmentant successivement le débit d'air de 2.1 jusqu'à 34.6 m<sup>3</sup>/h, et en injectant chaque fois la même quantité de solution de NaCl. Le signal d'impédance subit une réduction significative (*Figure 6-14*).

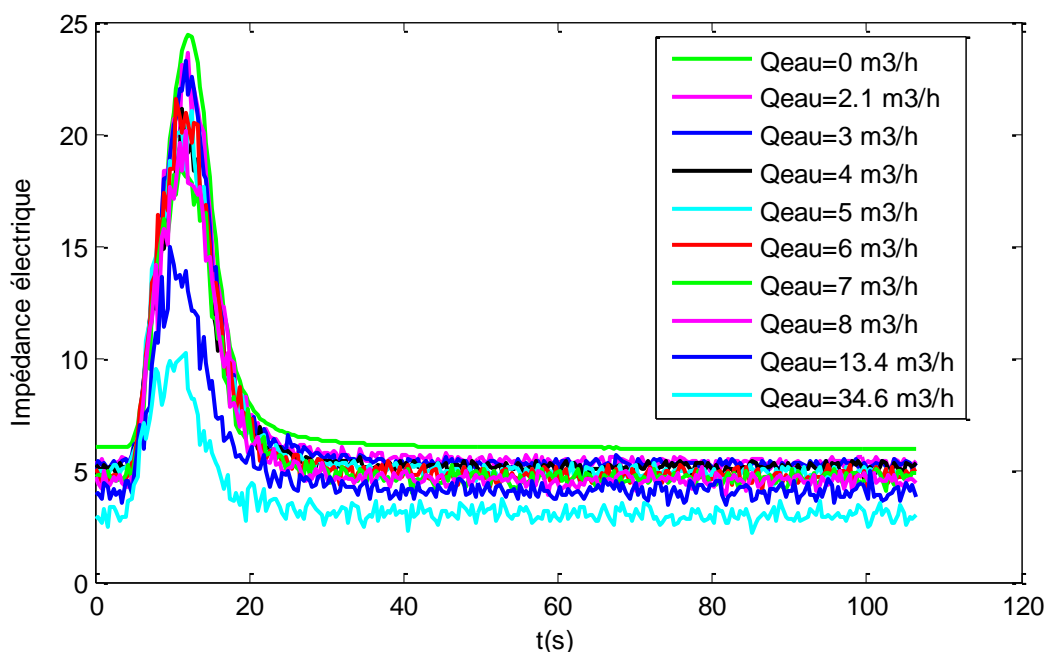


Figure 6-14 : Effet du débit du gaz sur l'impédance

La présence de gaz dont l'impédance est quasiment nulle entraîne une forte baisse de l'amplitude du signal qui rend difficile l'extraction de la DTS du liquide. La présence de bulles cause aussi des fluctuations (bruits) avec des moyennes a priori non nulles (bruits non aléatoires). Cet inconvénient peut être mis à profit comme un avantage pour essayer de déduire de ces mesures les régimes d'écoulement diphasique.

## 2 Algorithme du filtre du signal

L'algorithme de filtrage des signaux et du traitement de la réponse de sortie est récapitulé par le diagramme de la *Figure 6- 18*. Il se décompose en une série d'étapes permettant d'extraire la DTS de la phase liquide du signal :

1. Les signaux bruts d'entrée (SBE) et de sortie (SBS) sont moyennés sur 9 essais, puis normalisés et la ligne de base est remise à zéro (*Figure 6- 15*).

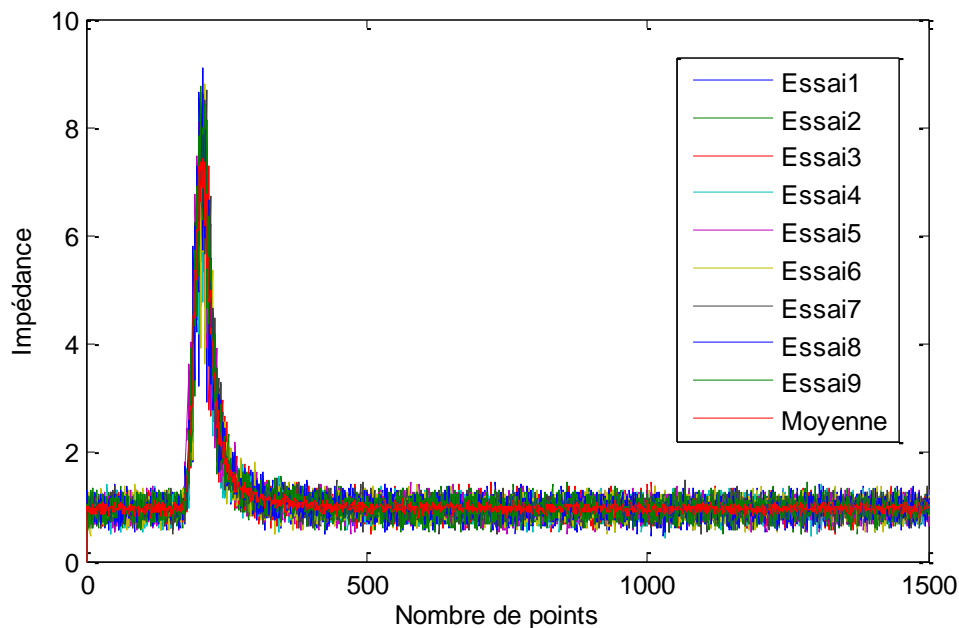


Figure 6- 15 : Reproductibilité des essais diphasique (9 essais) et réponse moyenne

La *Figure 6- 15* montre un exemple de signaux de sortie pour le cas diphasique ( $Q_{eau}=2.4 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $Q_{air}=2.1 \text{ m}^3/\text{h}$ , cas d'alimentation à co-courant), le signal de la moyenne des 9 essais est par la suite la ligne de base est remise à zéro et le signal est normalisé.

2. La sonde d'entrée indique toujours la réponse de l'eau seule, car les deux fluides entrent séparément. Comme mentionné précédemment, l'interaction des bulles avec les sondes de conductivité à la sortie provoque un abaissement systématique des signaux mesurés et crée donc des fluctuations importantes qui cachent la réponse à la concentration de traceur dans le liquide. Dans ces signaux fluctuants, il est difficile de prédire la ligne de base de la réponse de la phase liquide et nous avons donc choisi d'utiliser des filtres standards en valeurs moyennées pour réduire le pourcentage d'erreurs. Le signal brut de sortie (SBS) est traité en utilisant un filtre de type « smooth filtre » décrits (c'est à dire une technique de filtrage de signaux standard) à chaque instant. Si la réponse filtrée est inférieure au signal brut, on réutilise la fonction « smooth filtre » jusqu'à ce que la réponse filtrée soit à peu près égale ou proche du signal brut. Le signal résultant est filtré. Ce type de filtre est disponible dans la 'Signal Processing Toolbox' (Matlab, version 5).

Un exemple de filtrage de réponse d'un écoulement diphasique est illustré sur la [Figure 6- 16](#). La ligne continue représente le signal filtré obtenu après application de la commande de « smooth filter », qui est représenté par la ligne rouge. Ce type de filtre coupe les fluctuations des fréquences inférieures à 0,005 Hz du signal brut.

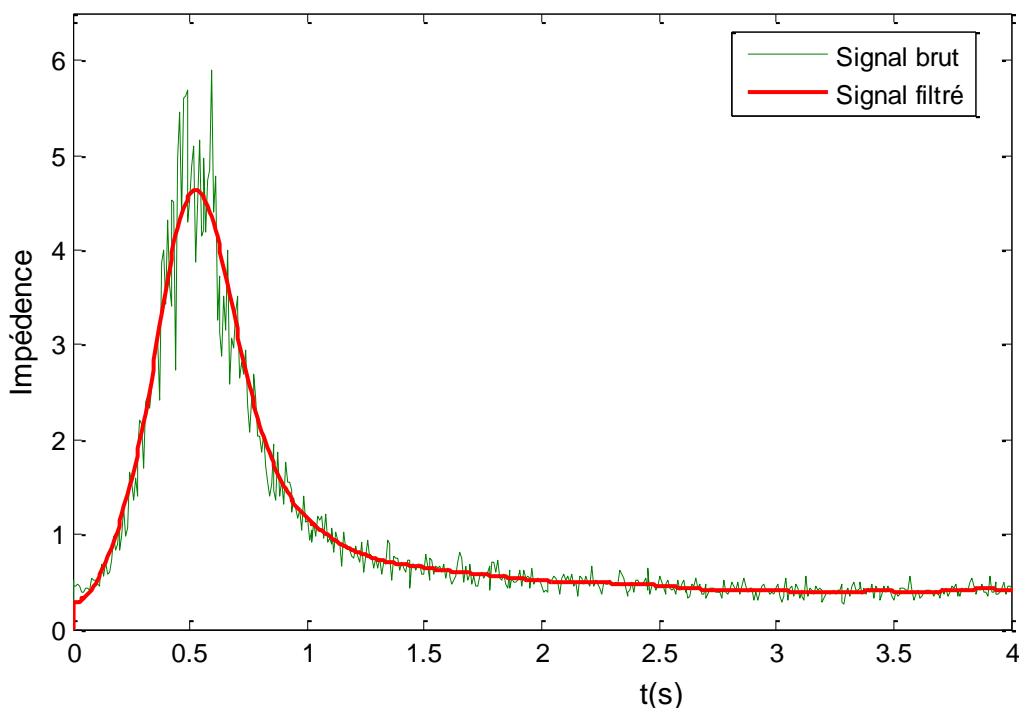


Figure 6- 16 : Type de signal filtré comparé au signal brut



3. Un résidu RES est calculé, qui est égal à la racine carrée de la somme au carré des différences entre les signaux bruts et filtrés, divisée par le nombre total des points.
4. Si le résidu est inférieur à une valeur de  $10^{-5}$ , le signal brut est remplacé par le signal filtré ( $SBS(t)=SF(t)$ ), sinon le processus est répété en retournant à la première étape du smooth filtre et changeant la fréquence du filtrage. Enfin, nous obtenons des signaux de sortie filtrés.

La déconvolution est une opération mathématique souvent instable d'un point de vue numérique et difficile à mettre en œuvre. Afin de s'affranchir de l'écart à une impulsion de Dirac, nous avons modélisé l'écoulement entre l'entrée et la sortie avec le logiciel DTSpro comme expliqué précédemment. L'écoulement est de type piston avec dispersion axiale.

Ce modèle comprend deux paramètres, le temps de séjour moyen et le nombre de Peclet caractéristique de la dispersion. Ils peuvent être estimés par optimisation. Le modèle obtenu est ensuite utilisé pour calculer la réponse théorique à une injection Dirac parfaite et permet ainsi de comparer les différents essais en comparant les temps de séjour moyen et le nombre de Peclet.

La *Figure 6- 17* montre la courbe de sortie expérimentale et la réponse théorique du modèle.

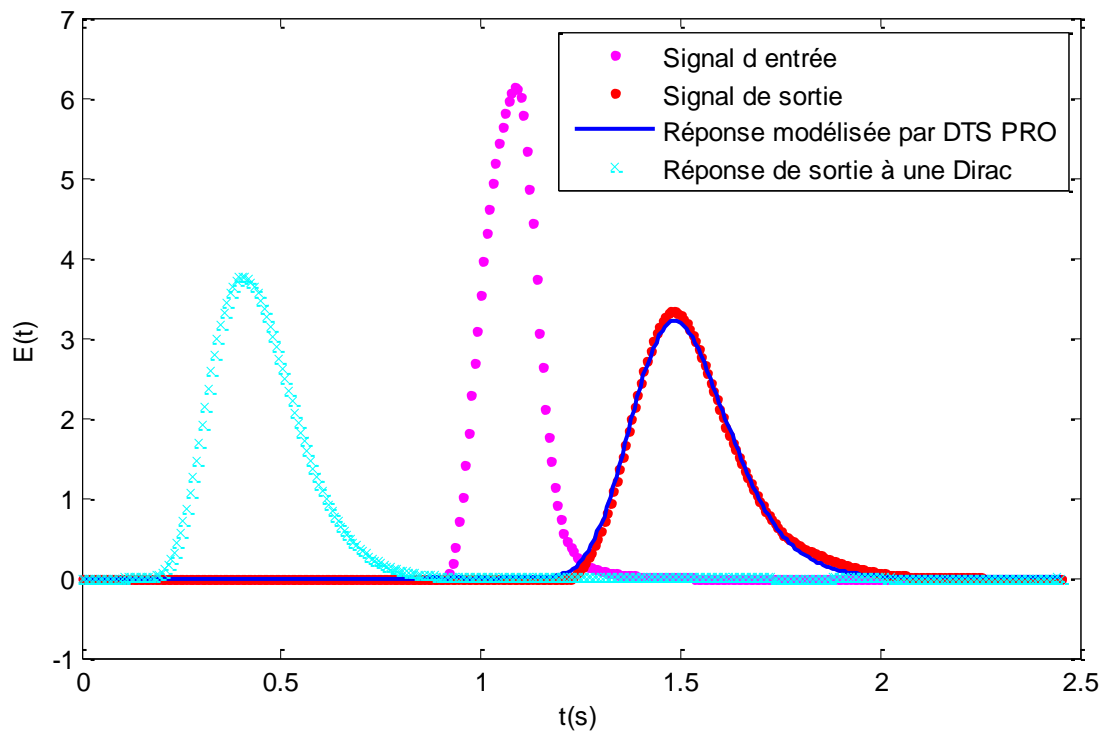


Figure 6- 17 : Réponses expérimentales (entrée, sortie)  
 et du modèle (sortie, réponse à une impulsion de Dirac) avec DTS PRO  
 Zone 4 (débits d'entrée :  $Q_{\text{eau}} = 2.4 \text{ m}^3/\text{h}$   $Q_{\text{air}} = 13.4 \text{ m}^3/\text{h}$ )  
 (10% de largeur bouché au milieu)

Il y a une très bonne corrélation entre les points expérimentaux et la courbe de DTS du modèle avec les paramètres optimisés par DTS PRO. Ceci est confirmé par les moments d'ordre 1 et d'ordre 2 qui sont identiques pour les deux courbes. Le [Tableau 6- 3](#) illustre un exemple de valeurs des temps de séjour moyen et la dispersion obtenues par les deux méthodes : expérimentales et DTSPRO. On trouve en effet pour la courbe expérimentale,  $t_{10\%} = 1.6 \text{ s}$  et  $s_{10\%} = 2.56$  et pour le modèle proposé  $t_{10\%} = 1.58 \text{ ms}$  et  $s_{10\%} = 2.61$ , qui sont des valeurs tout à fait comparables et qui valident la modélisation de l'écoulement avec un nombre de Peclet de 31.41. La comparaison des moments n'est pas en soit une condition suffisante pour la validation mais elle reste une condition nécessaire (*Roche et al, 1997*). On peut dire que cet outil reproduit de manière assez satisfaisante le comportement hydraulique du réacteur dans une configuration boucle ouverte.

Tableau 6- 3: Exemple de temps de séjour moyen et dispersion des courbes expérimentales et avec la DTSPro

	<i>Données expérimentales Signal de sortie</i>	<i>Réponse modélisée par DTSPro</i>
<i>Temps de séjour moyen (s)</i>	<i>1.6</i>	<i>1.58</i>
<i>Dispersion</i>	<i>2.61</i>	<i>2.56</i>

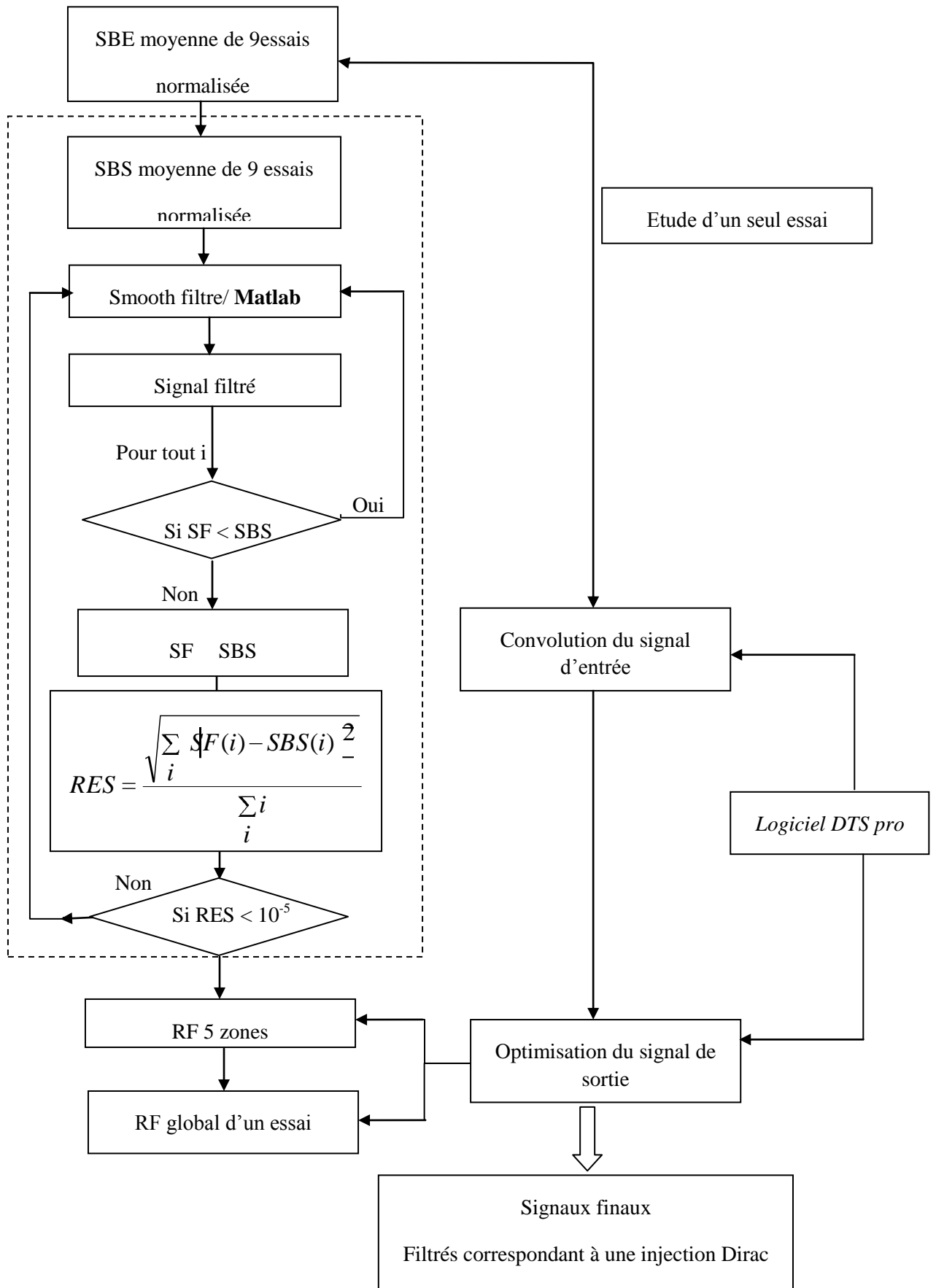


Figure 6- 18 : Diagramme de filtre des signaux et du traitement de la réponse de sortie

## IV. Résultats et discussions

Une série d'expériences monophasiques et diphasiques décrite dans le paragraphe II-5 a été menée sur la boucle de dimensions réduites. Ensuite, le traitement et le filtrage des signaux ont été réalisés. Le but de cette partie est double : le premier objectif est d'identifier, par le biais d'une série d'expériences en mélange eau/air, les régimes d'écoulements à partir des signaux caractéristiques des écoulements diphasiques dans la section d'ondes « serrated » ; un deuxième objectif est la détermination de la DTS de la phase liquide avec ou sans défauts ainsi que le taux de vide.

### 1 Signaux caractéristiques des structures d'écoulement diphasique

Une banque de signaux a été constituée à partir des 90 essais réalisés, pour différents débits d'eau et d'air, différents degrés de défauts et pour 3 positions différentes de ces défauts. L'objectif de cette partie est de rechercher des signatures simples pour une identification des régimes d'écoulement en temps réel à partir de différentes méthodes d'analyse des signaux. Cette identification est importante dans le cadre industriel, mais aussi pour la modélisation des écoulements.

L'analyse de la totalité des essais a permis de montrer l'existence de trois signaux principaux présentés respectivement sur les *Figure 6- 19*, *Figure 6- 20* et *Figure 6- 21*. Les caractéristiques principales pour différencier les régimes, sont la fréquence, les variations des amplitudes du signal, l'évolution des signaux en fonction du temps et les valeurs des impédances liées à ces signaux. Les signaux, obtenus par conductimétrie sur une section large représentative d'un échangeur réel n'ont pas la même allure que ceux rencontrés avec des sondes optiques par *Oriol (2006)* dans un tube simple. En effet, dans un tube simple de plus de faible section, (*Oriol (2006)*), un seul élément gazeux (une bulle, une poche ou un mélange complexe de type agité) passe à travers la section. Dans notre cas le signal représente l'intégrale de la réponse de plusieurs types d'éléments gazeux qui passent ensemble.

La difficulté d'identification des régimes à travers notre signal de conductivité, réside dans le fait que :

- le signal de sortie subit une réduction significative du fait du passage du gaz sur la sonde, ce qui cause des fluctuations (bruits). Ainsi la ligne de base de l'écoulement de l'eau seule est difficile à identifier ;

- les sondes sont de dimensions assez larges (longueur 134 mm, hauteur 20 mm), donc on intègre les signaux correspondant au passage d'un régime d'écoulement prépondérant ainsi que d'autres inclusions, comme des petites bulles, qui s'ajoutent au signal principal et entraînent de petites fluctuations.

Cette méthode nécessite une fréquence d'acquisition suffisante pour détecter l'ensemble du signal diphasique lorsque les vitesses superficielles des phases sont élevées.

### 1.1 Signaux caractérisant un régime à bulles

La *Figure 6-19* présente un signal caractérisant un régime à bulles.

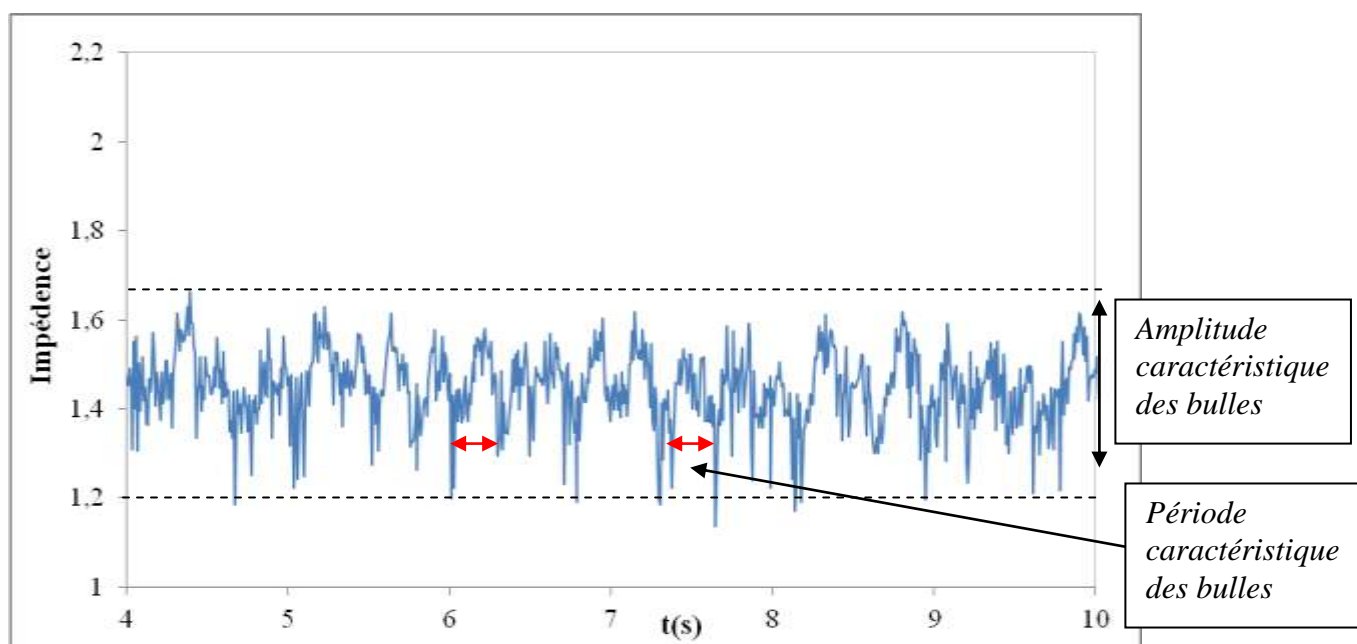


Figure 6-19 : Signaux temporels issus de la sonde conductimétrique pour un écoulement à bulles

On observe des fréquences caractéristiques de période de 0.25 s et d'amplitudes importantes qui indiquent le passage de bulles, mais le signal est aussi marqué par des fluctuations de plus faibles amplitudes et de plus grandes fréquences liées au passage de petites bulles.

### 1.2 Signaux caractérisant un régime à poches

Dans le cas d'un débit de gaz et de liquide proches, un régime à poches peut être identifié par les sondes de conductivité et représenté sur la *Figure 6-20*. On peut noter :

- des points de minima pseudopériodiques (de période 0.5 s). Cette valeur de période n'indique pas forcément la période de passage d'une seule poche de gaz parce que les sondes conductimétriques sont larges et que plusieurs bulles peuvent passer en même temps ;
- des fluctuations de fréquence faible et d'amplitudes importantes indiquant le passage d'une poche de gaz et des faibles fluctuations avec des faibles amplitudes dues aux passages de petites bulles présentes aussi dans les régimes à poches.

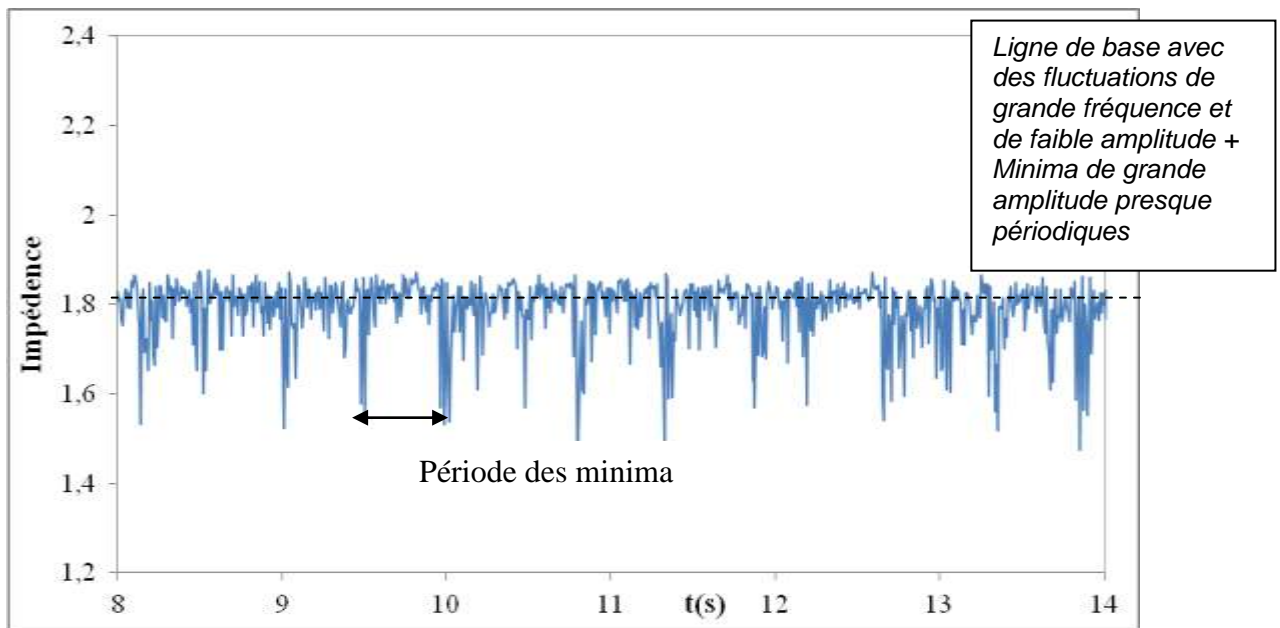


Figure 6- 20 : Signaux temporels issus de la sonde conductimétrique pour un écoulement à poches  
 $Q_{air}=0.47 \text{ m}^3/\text{h}$   $Q_{eau}= 0.52 \text{ m}^3/\text{h}$  (poches)

### 1.3 Signaux caractérisant un régime agité

Lorsque les débits de gaz et de liquide sont importants, l'écoulement est globalement agité (Figure 6- 21) et peut contenir des bulles à différents diamètres, des poches, des bouchons...

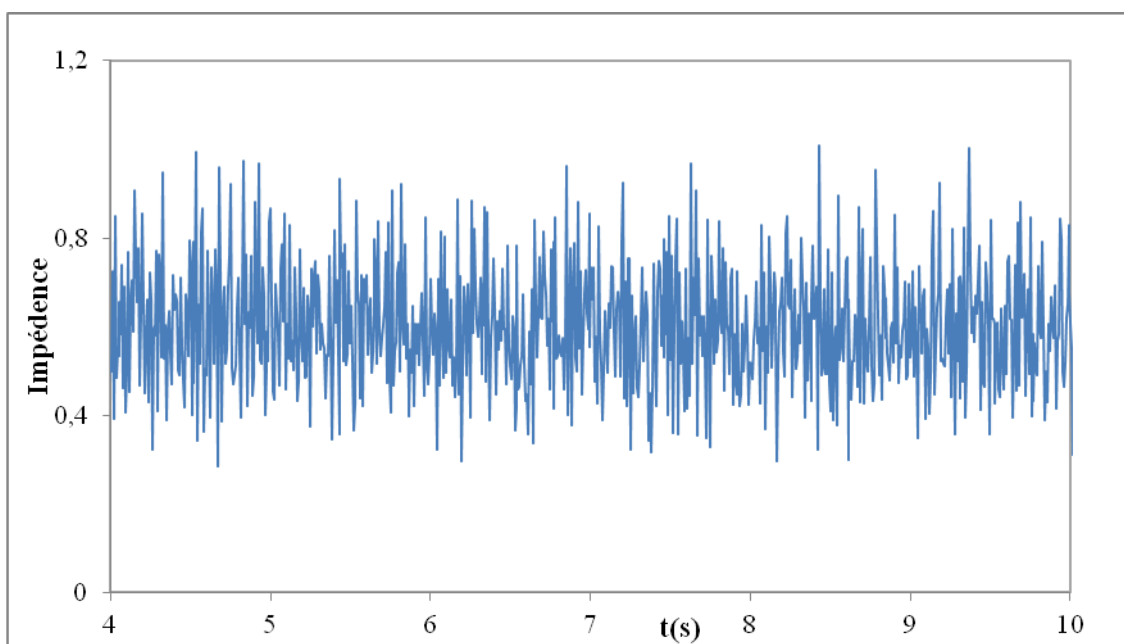


Figure 6- 21 : Signaux temporels issus de la sonde conductimétrique pour un écoulement agité  
 $Q_{air} = 2.7 \text{ m}^3/\text{h}$   $Q_{eau} = 0.80 \text{ m}^3/\text{h}$  (agité)

On observe des fluctuations d'amplitudes différentes et de fréquences importantes, montrant le caractère agité du milieu.

Ces caractéristiques des régimes mises en évidence par la méthode d'analyse des signaux de conductimétrie sont tout à fait cohérentes avec les régimes observés du chapitre 2.

## **2 Détection des défauts**

Le but de cette analyse est de vérifier si la présence d'un défaut entraîne une modification suffisamment importante du signal de sortie pour détecter son existence, son amplitude voire sa localisation.

Si l'écoulement des fluides (eau, ou bien eau+air) est vertical ascendant, la présence d'un défaut sous forme d'une zone bouchée va créer une nouvelle répartition des fluides, et même une dispersion horizontale de l'écoulement. La répartition des fluides au-dessus du défaut sera donc différente de celle qui prévalait sans ce défaut (voir paragraphe 2).

La démarche employée ici, consiste à analyser et comparer les courbes de traçage dans différentes configurations.



## 2.1 Détection du défaut pour un écoulement simple phase

La *Figure 6- 22* présente la géométrie de la section d'essais avec : la disposition des entrées de fluides, la position des zones de mesures en sortie ainsi que les positions et dimensions des zones de bouchage.

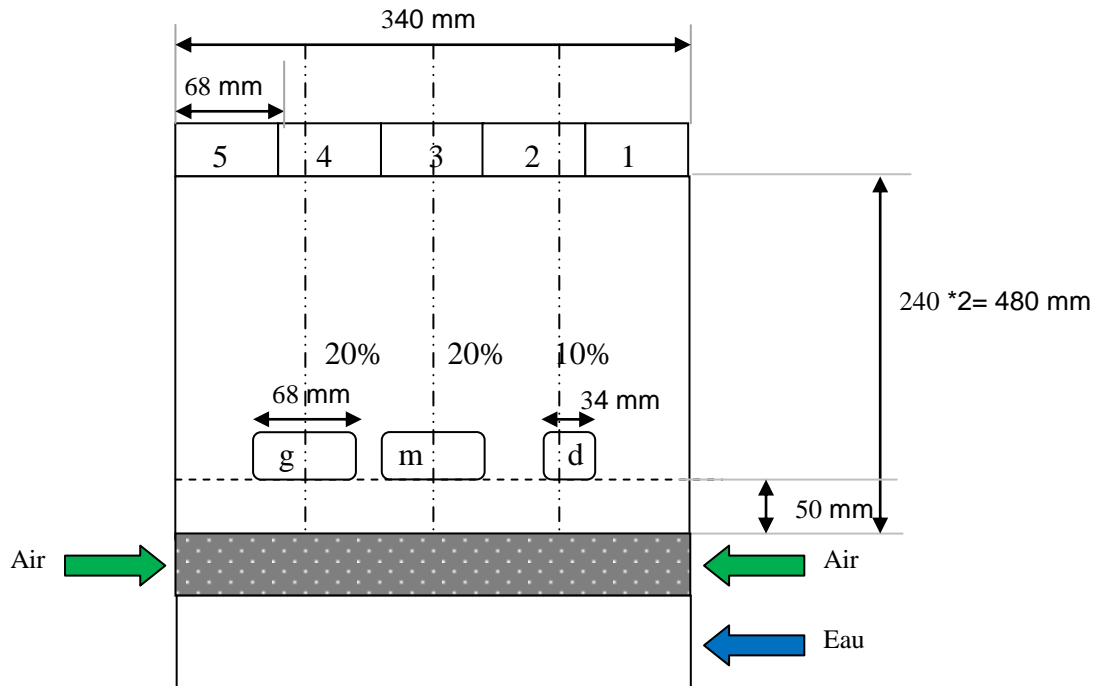


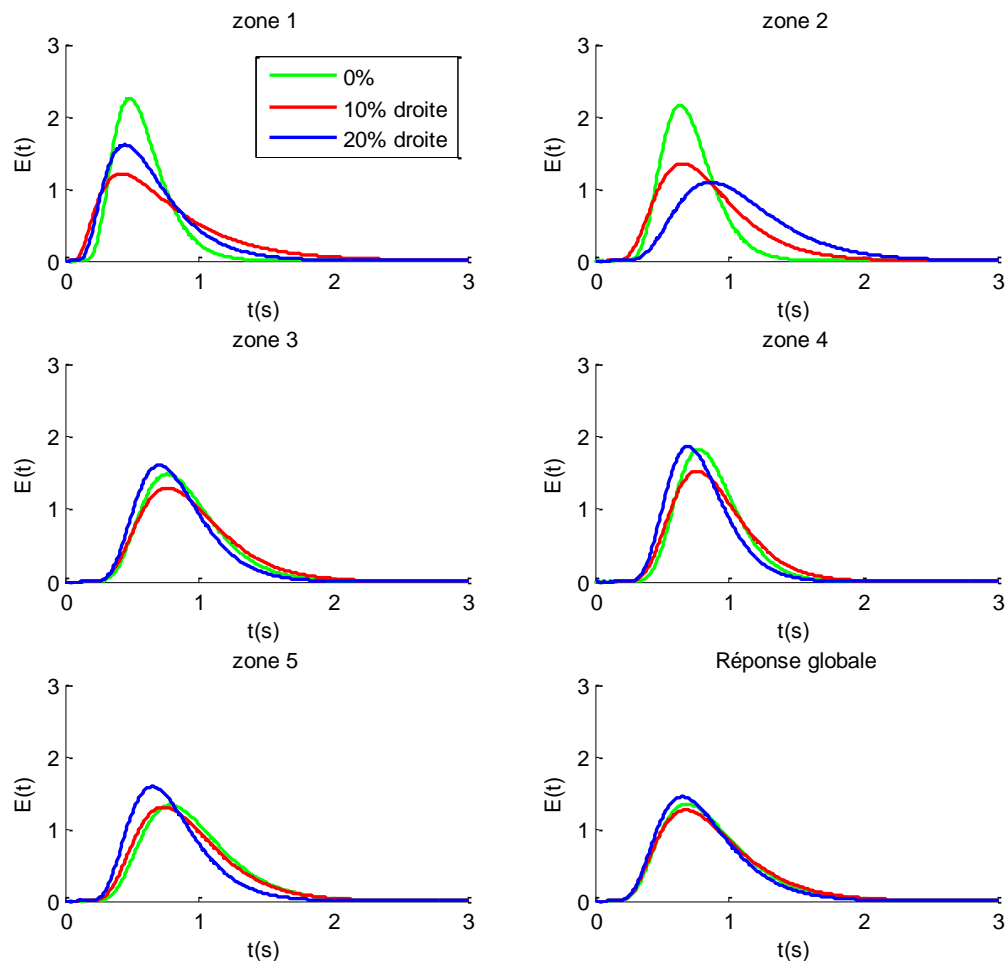
Figure 6- 22 : Répartition des défauts sur la largeur de la plaque d'ondes « serrated »

Trois défauts dans des positions différentes sont représentés sur la *Figure 6- 22*. Le défaut 10% ou 20% à droite/gauche bouche principalement les zones 2 ou 4 et partiellement les zones 1 ou 5. Le défaut 20% au milieu bouche complètement tout le passage de la zone 3, et celui de 10% bouche la moitié centrale de la zone 3.

### 2.1.1 Cas débit d'eau 2.4 m<sup>3</sup>/h, défaut à droite

On va s'intéresser ici aux essais en simple phase liquide et on compare la DTS du liquide en sortie de l'échangeur et les Distribution Locale des Temps de Séjour (DLTS) en sortie de chacune des sections, pour le cas d'un débit de 2.4 m<sup>3</sup>/h, entre une plaque sans défaut et des plaques contenant un défaut de 10 et 20%, et dans les trois positions possibles : droite, milieu et gauche.

La *Figure 6- 23* présente les résultats des essais avec des défauts à droite, donc côté entrée de l'eau.



*Figure 6- 23 : Répartition de l'eau seule  $Q_{\text{eau}}=2.4\text{m}^3/\text{h}$  (défaut à droite)*

Nous observons que, quelle que soit la taille du défaut (10%, 20%), les zones les plus affectées sont logiquement les zones 1 et 2 qui contiennent le bouchage. Dans la zone 2, plus le défaut est important plus la courbe de Distribution Locale des Temps de Séjours (DLTS) est dispersée ( $s_0=0.55$ ,  $s_{10\%}=0.84$  et  $s_{20\%}=1.37$ ). L'amplitude diminue et le temps de séjour augmente ( $t_0=0.71\text{s}$ ,  $t_{10\%}=0.85\text{s}$  et  $t_{20\%}=1.09\text{s}$ ).

Dans la zone 1, on observe là encore une augmentation de la dispersion avec les défauts même si les effets sont moins marqués sans doute à cause de la proximité d'entrée de l'eau.

Pour les autres zones, l'influence du défaut est plus faible. Les temps de séjour sont plus courts et les dispersions plus faibles lorsque 20% du passage est bouché.

Dans ce cas, les défauts ne se sont pas détectables sur les mesures de DTS en sortie (réponse globale) qui ne présentent pas de différences notables.

### **2.1.2 Cas débit d'eau 2.4 m<sup>3</sup>/h, défaut au milieu**

La *Figure 6- 24* présente la DTS des essais sans et avec défaut pour un débit d'eau 2.4 m<sup>3</sup>/h avec un bouchage au milieu.

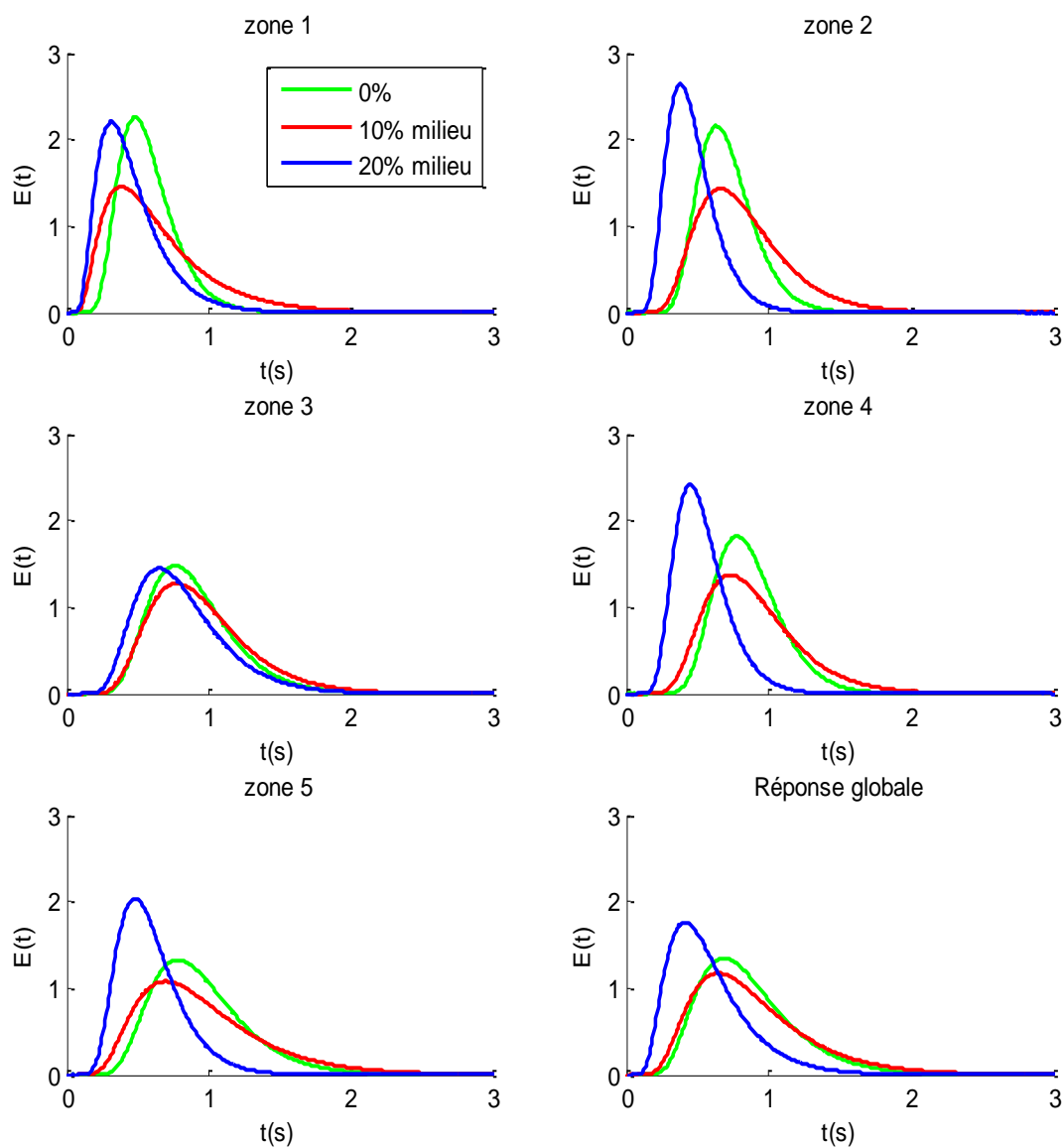
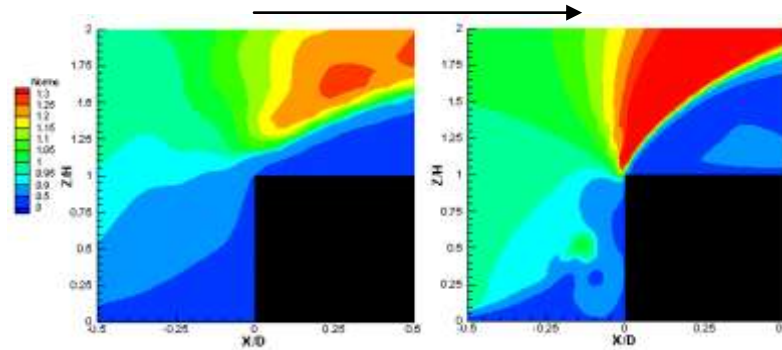


Figure 6- 24 : Répartition de l'eau seule  $Q_{eau}=2.4m^3/h$  (défaut au milieu)

Comme le défaut est au milieu, la zone concernée est la zone 3. Pour le défaut 20%, le bouchage occupe toute la largeur de la zone. Nous observons sur la figure que toutes les zones sont affectées. Paradoxalement, la zone la moins affectée est celle où se trouve le défaut. Dans toutes ces zones, le temps de séjour moyen et la dispersion diminuent avec la taille du défaut (*Tableau 6- 4*). Cela s'explique par le fait que, en l'absence de défaut, le fluide sort en premier par le milieu, puis par les zones opposées à l'entrée du fluide et en dernier par les premières zones du côté de son entrée. Ce comportement a été observé en injectant un colorant. Donc le défaut au milieu entraîne une accélération de l'écoulement de part et d'autre

de l'obstacle et une amélioration de la répartition des débits. On peut observer cette accélération du fluide, dans l'étude de *Calluaud et al. (2001)*. Ils ont mis en évidence l'accélération du fluide imposée par le contournement d'un obstacle. Une cartographie de la norme de la vitesse est présentée *Figure 6- 25*.



*Figure 6- 25 : Contour de la norme de la vitesse moyenne adimensionnée par la norme de la vitesse extérieure à la section  $Y/D = 0$ : résultats (a) expérimentaux, (b). numériques. (Calluaud et al. (2001))*

La présence du défaut 20% est évidente dans la réponse globale et d'après le moment d'ordre un. Par contre les différences entre les courbes de DTS sans défaut et avec le défaut 10% ne sont pas lisibles directement (pas de différence sur les moments d'ordre un), mais elles sont visibles sur les valeurs numériques, nombre de Peclet et moment d'ordre 2, du *Tableau 6- 4*.

*Tableau 6- 4: Récapitulatif des valeurs*

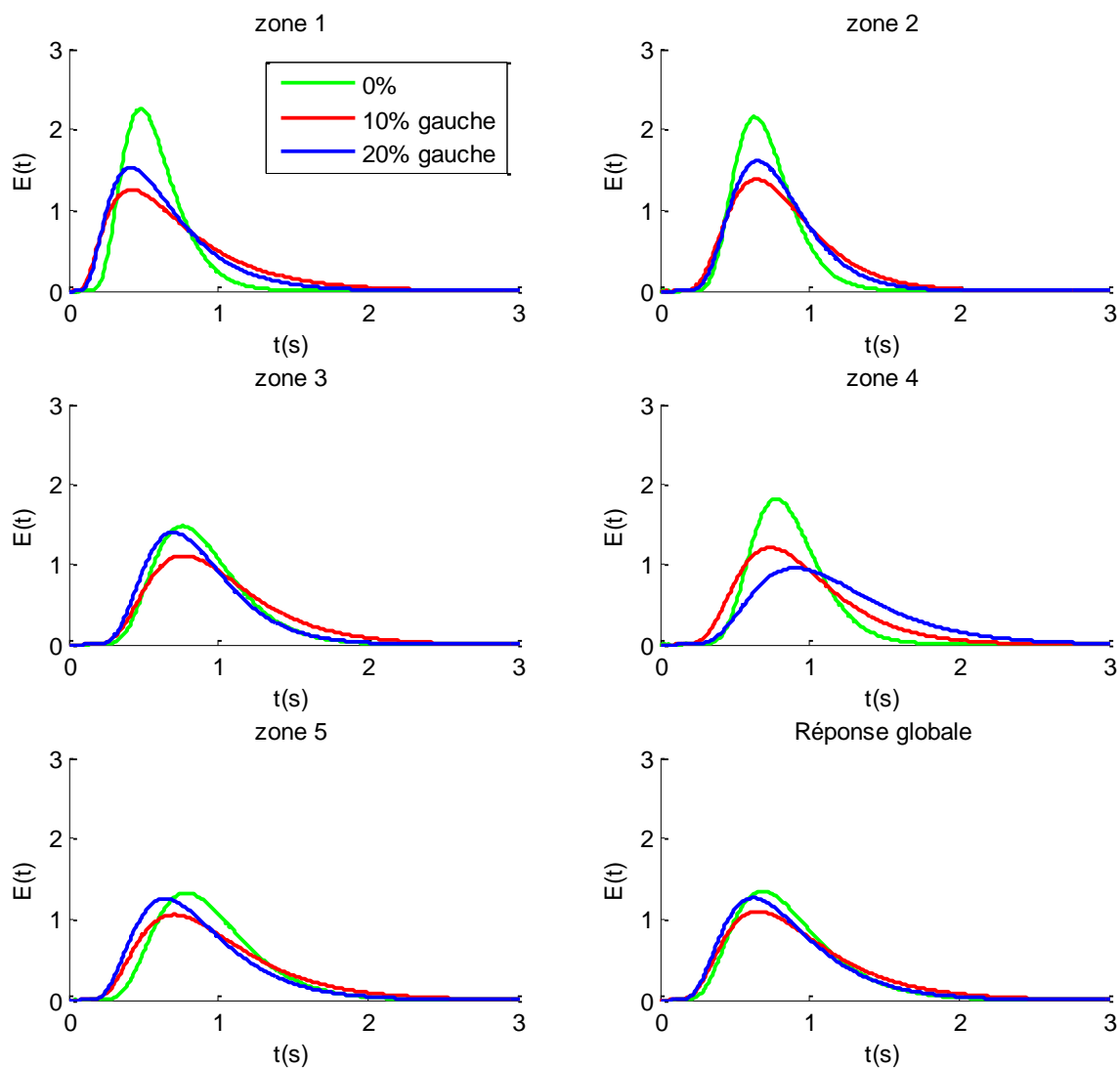
	Nombre de Peclet			Moment d'ordre 2 (dispersion)		
	Sans défaut	Défaut 10%	Défaut 20%	Sans défaut	Défaut 10%	Défaut 20%
Zone 1	16.38	5.33	7.37	0.37	0.56	0.27
Zone 2	25.15	12.38	14.18	0.50	0.80	0.25
Zone 3	17.57	13.84	12.73	0.91	1.06	0.78
Zone 4	26.93	14.25	16.28	0.81	0.90	0.33
Zone 5	15.32	8.58	13.52	1.03	1.16	0.4
Réponse globale	12.19	8.66	8.07	0.88	1.00	0.43

Nous constatons que le nombre de Peclet et donc la dispersion diminuent avec l'augmentation du défaut. Le moment d'ordre 2 varie peu entre les signaux sans défaut et avec le défaut 10%. Il y a parfois une légère augmentation de la dispersion entre 0 et 10% de

bouchage. Les valeurs de Peclet des réponses globales sont  $Pe_{0\%}=12.19$ ,  $Pe_{10\%}=8.66$  et  $Pe_{20\%}=8.07$ .

### 2.1.3 Cas débit d'eau 2.4 m<sup>3</sup>/h, défaut à gauche

Dans le cas des défauts à gauche, les résultats des essais sont décrits par les courbes de la *Figure 6- 26*.



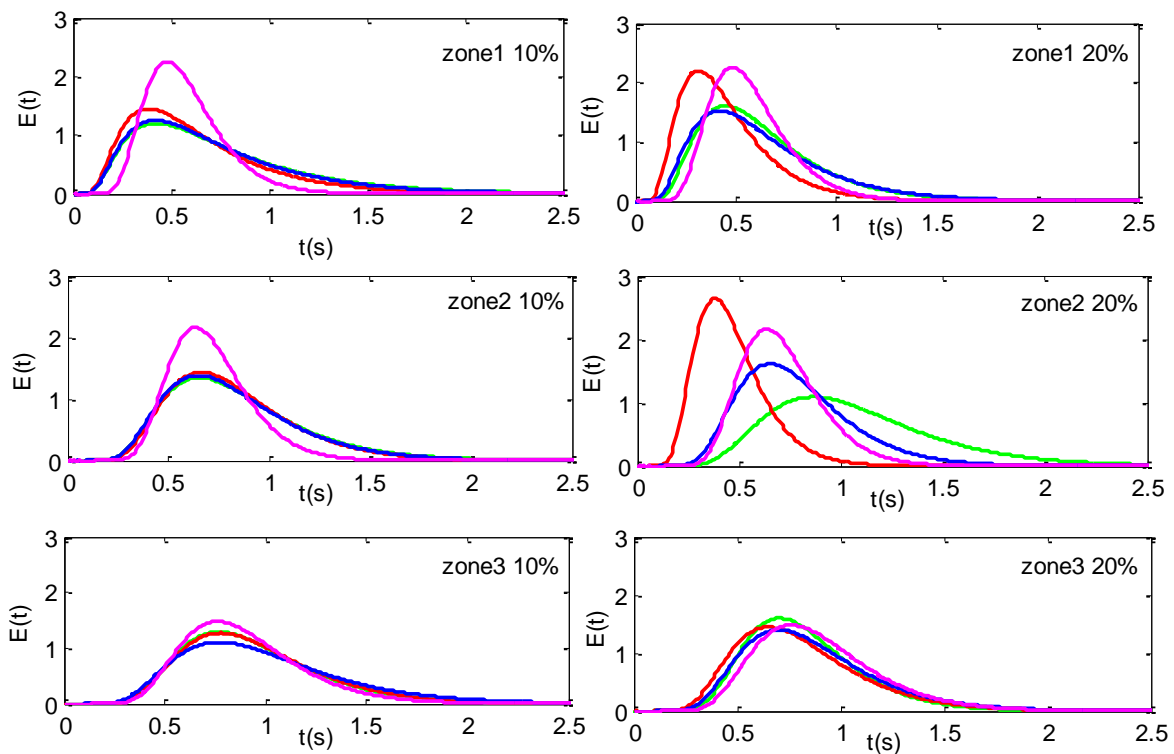
*Figure 6- 26 : Répartition de l'eau seule  $Q_{eau}= 2.4m^3/h$  (défaut à gauche)*

Le fluide sort d'abord par le milieu, ensuite il est principalement redirigé vers les zones 4 et 5 où se situe le défaut ce qui entraîne par la suite une nouvelle répartition du fluide sur les premières zones.

Le comportement des réponses dans les différentes zones s'explique par la modification de la répartition des débits de fluide entraînée par la présence du défaut. Au centre, l'écoulement reste identique. Par contre les premières zones, qui étaient sous alimentées, sont perturbées et l'écoulement est un peu plus dispersé. Dans la zone 4, plus le défaut est important plus l'écoulement est dispersé.

#### 2.1.4 Effet de la position du défaut sur les réponses

D'après ces résultats en simple phase, il semble nécessaire de rassembler sur les mêmes figures les réponses des zones et la réponse globale obtenues pour les différentes positions de défauts (*Figure 6- 27*).



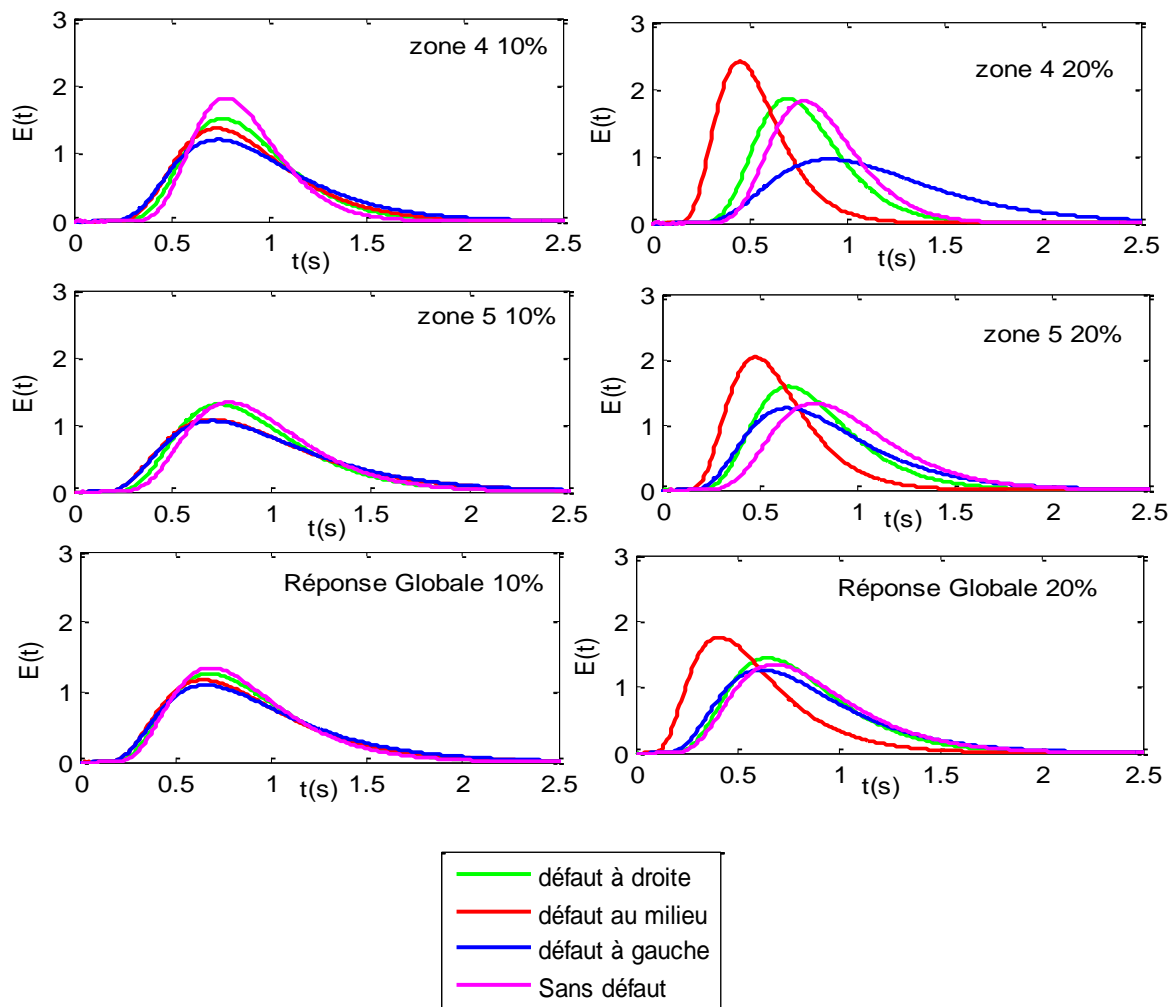


Figure 6- 27 : Effet de la position (droite, milieu, gauche) sur la DTS des zones et de la réponse globale

On peut ainsi mettre en évidence les effets suivants :

- les défauts 10% à droite, au milieu ou à gauche ont le même effet sur les zones 1 et 2 ; les signaux sont plus dispersés (même moment d'ordre 2) ;
- par contre dans les zones 3, 4 et 5, il n'y a pas d'effet notable ;
- les réponses globales avec le défaut 10% ne sont pas facilement différenciables en fonction de la position;
- pour le défaut 20%, et dans les différentes positions, nous constatons que la seule zone 3 où l'écoulement sort toujours en premier de l'échangeur n'est pas affectée.



On peut conclure que pour un défaut important, les zones qui contiennent le défaut et les zones parcourues par le fluide après avoir rencontré un défaut seront les seules affectées ;

- le défaut 20% au milieu est celui qui entraîne la modification des réponses la plus notable. Dans la réponse globale c'est le seul que l'on peut différencier sans ambiguïté. Lorsque le défaut est au milieu, il y a plus de zones affectées et dispersées (zones 1, 2, 4 et 5) que si le défaut est à gauche (zones 1, 2 et 5) ou à droite, avec seulement deux zones affectées (zones 1 et 2).

### **2.1.5 Conclusion**

Globalement on peut dire que la présence des défauts dans l'échangeur, en fonctionnement en simple phase, n'est réellement détectable que lorsqu'il atteint 20 % de la section de passage. La position a aussi une influence notable puisqu'un défaut de taille donnée placé au milieu de l'échangeur modifie notablement la réponse globale du système au traceur alors que l'influence est plus difficilement détectable lorsque celui-ci est sur les côtés. La méthode est donc sensible à la fois à la taille et à la position du défaut.

## **2.2 Détection des défauts en double phase**

Dans ce paragraphe nous allons analyser le comportement de l'échangeur de l'installation expérimentale, pour les mêmes positions et tailles de défauts présentées sur la figure 6.23, dans le cas d'un écoulement diphasique air-eau.

### **2.2.1 Cas de référence : faible débit d'eau et débit d'air moyen**

La *Figure 6- 28* présente les signaux caractéristiques obtenus, avec les débits  $Q_{\text{eau}} = 2.4 \text{ m}^3/\text{h}$  et  $Q_{\text{air}} = 13.4 \text{ m}^3/\text{h}$ , dans le cas d'alimentation des deux fluides du même côté pour deux plaques comportant les deux amplitudes de défauts au milieu (10 et 20%) et une plaque sans défaut.

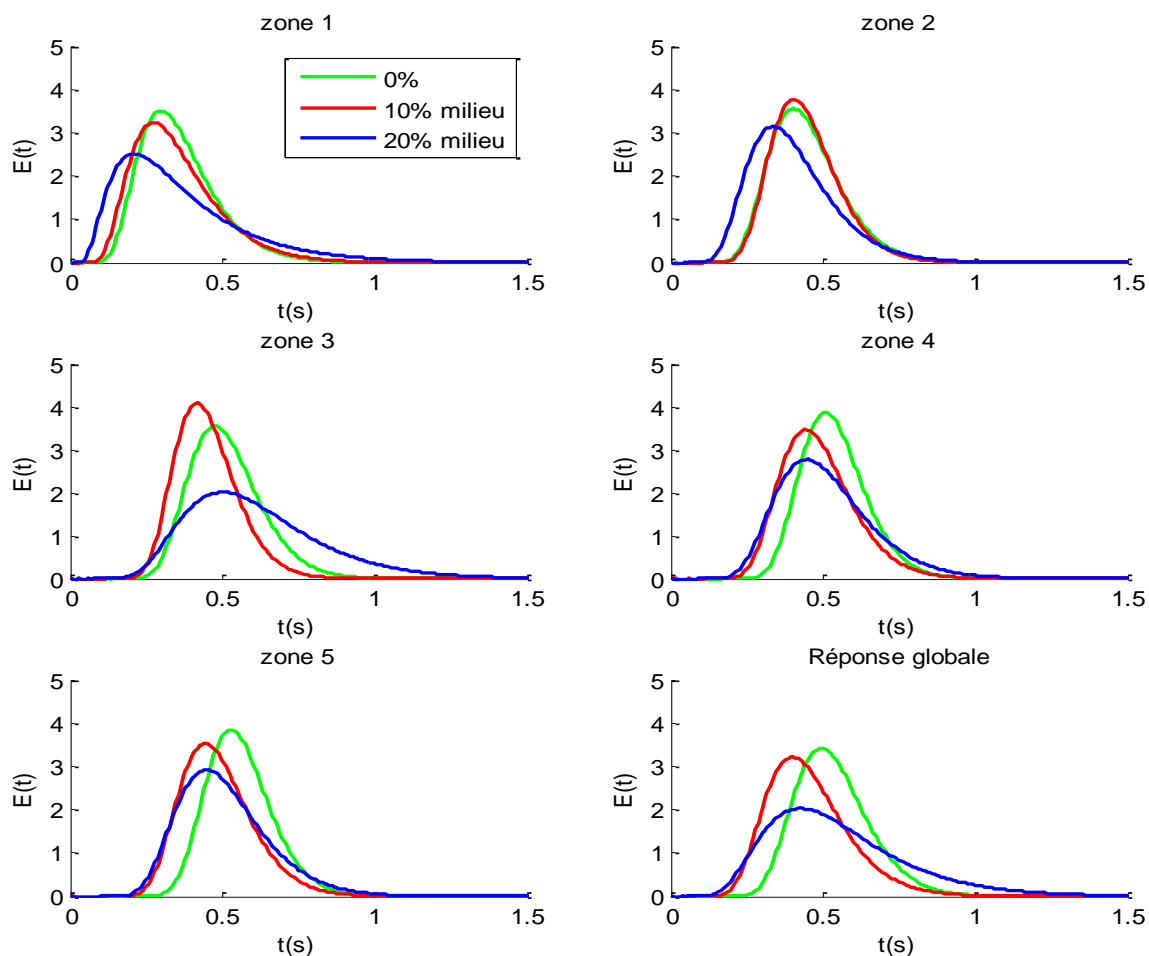


Figure 6- 28 : Répartition de l'eau  $Q_{eau}= 2.4 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $Q_{air}=13.4 \text{ m}^3/\text{h}$   
 co-courant (défaut au milieu)

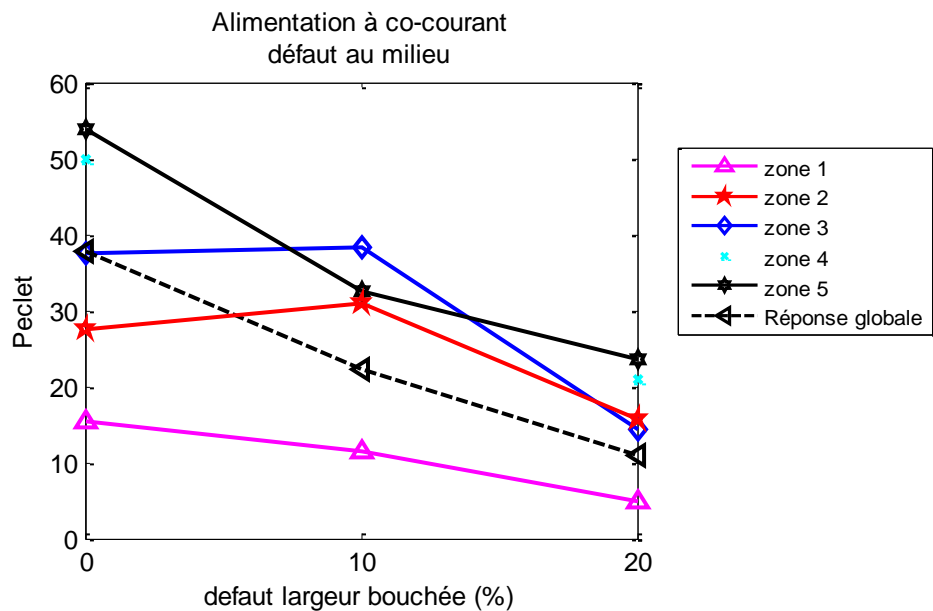
Les signaux caractéristiques obtenus dans cette configuration comportant un défaut au milieu, présentent des différences notables :

- les deux fluides entrant du même côté, d'après le chapitre 3, le débit d'eau ( $Q_3= 0.66 \text{ m}^3/\text{h}$ ) et le débit d'air sont faibles dans la zone 3, donc l'effet est plus notable ;
- la courbe avec le défaut 10% est confondue avec la courbe sans défaut dans les zones 1 et 2, zones où le débit d'eau est le plus faible et où le débit d'air est important. Par contre la réponse dans les autres zones est accélérée par comparaison avec les courbes sans défaut. On peut imaginer que lorsque l'air rencontre l'obstacle, cela accélère le passage de l'eau dans ces zones ;

- plus le défaut est important, plus les courbes sont dispersées.

Suivant les cas traités, le défaut d'amplitude 10% n'est pas toujours détecté. Ainsi c'est seulement lorsqu'il est situé sur la zone du milieu que la réponse globale est affectée, comme le montrent les figures précédentes des essais avec  $2.4 \text{ m}^3/\text{h}$  d'eau.

Toutes ces constatations sont plutôt visuelles, il reste à comparer les paramètres quantitatifs à l'aide en particulier de la dispersion par l'intermédiaire du nombre de Peclet. Le nombre de Peclet des Distribution Locale des Temps de Séjours (DLTS) des différentes zones et de la DTS issue de la réponse globale a été représenté en fonction du pourcentage de défaut (0% (sans défaut), 10% et 20% de passage bouché) sur la *Figure 6- 29* et les valeurs sont données dans le *Tableau 6- 5*.



*Figure 6- 29 : Evolution du nombre de Peclet en fonction du défaut et des zones*

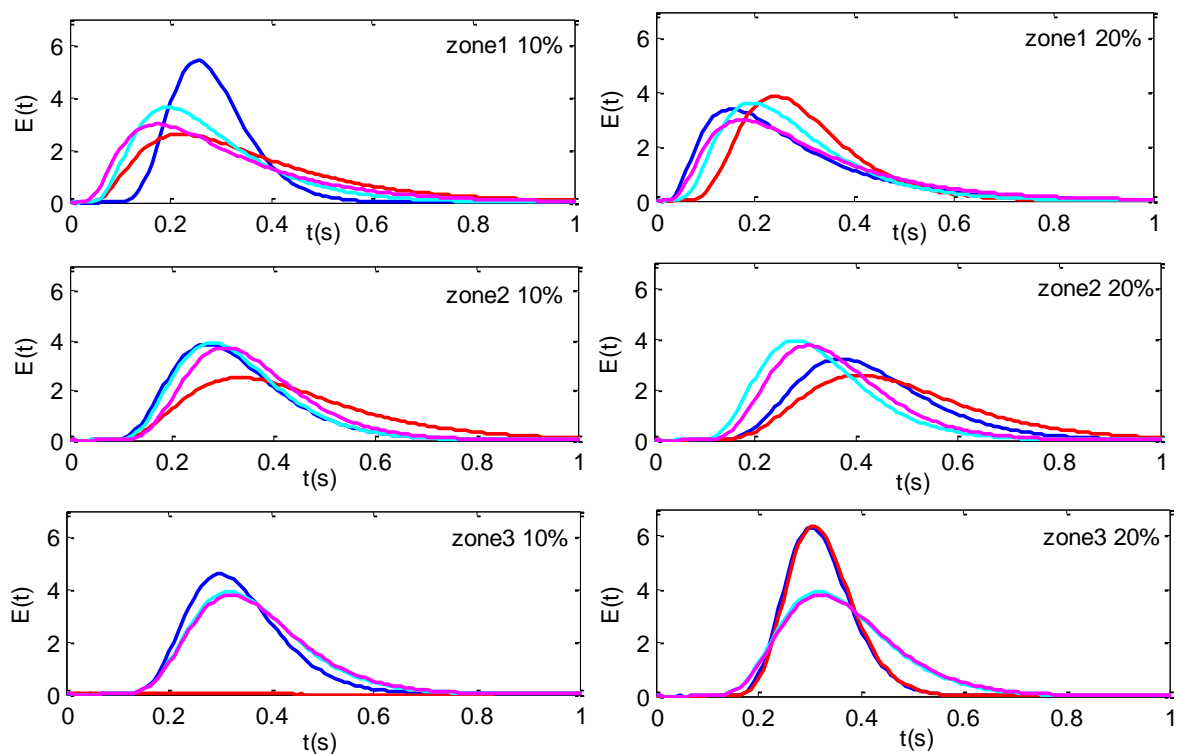
Nous observons que le nombre de Peclet diminue avec l'augmentation de taille du défaut. La présence ou non d'un défaut peut être déduite de la variation du nombre de Peclet.

Tableau 6- 5: Valeurs du nombre de Peclet pour le cas diphasique ( $Q_{eau} = 2.4 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $Q_{air} = 13.4 \text{ m}^3/\text{h}$ ) avec alimentation à co-courant et le défaut au milieu

	Sans défaut	Défaut 10%	Défaut 20%
Zone 1	15.34	11.35	4.8
Zone 2	27.5	31	15.54
Zone 3	37.46	38.2	14.28
Zone 4	50	31.41	20.8
Zone 5	53.74	32.57	23.63
Réponse globale	37.8	22.34	10.9

### 2.3 Effet de l'alimentation des fluides sur la détection des défauts

On compare sur les courbes de la *Figure 6- 30*, les réponses avec défaut à droite et sans défaut, pour les deux cas d'alimentation des fluides (alimentation à co-courant et contre-courant) en écoulement diphasique ( $Q_{eau} = 3.5 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $Q_{air} = 13.4 \text{ m}^3/\text{h}$ ).



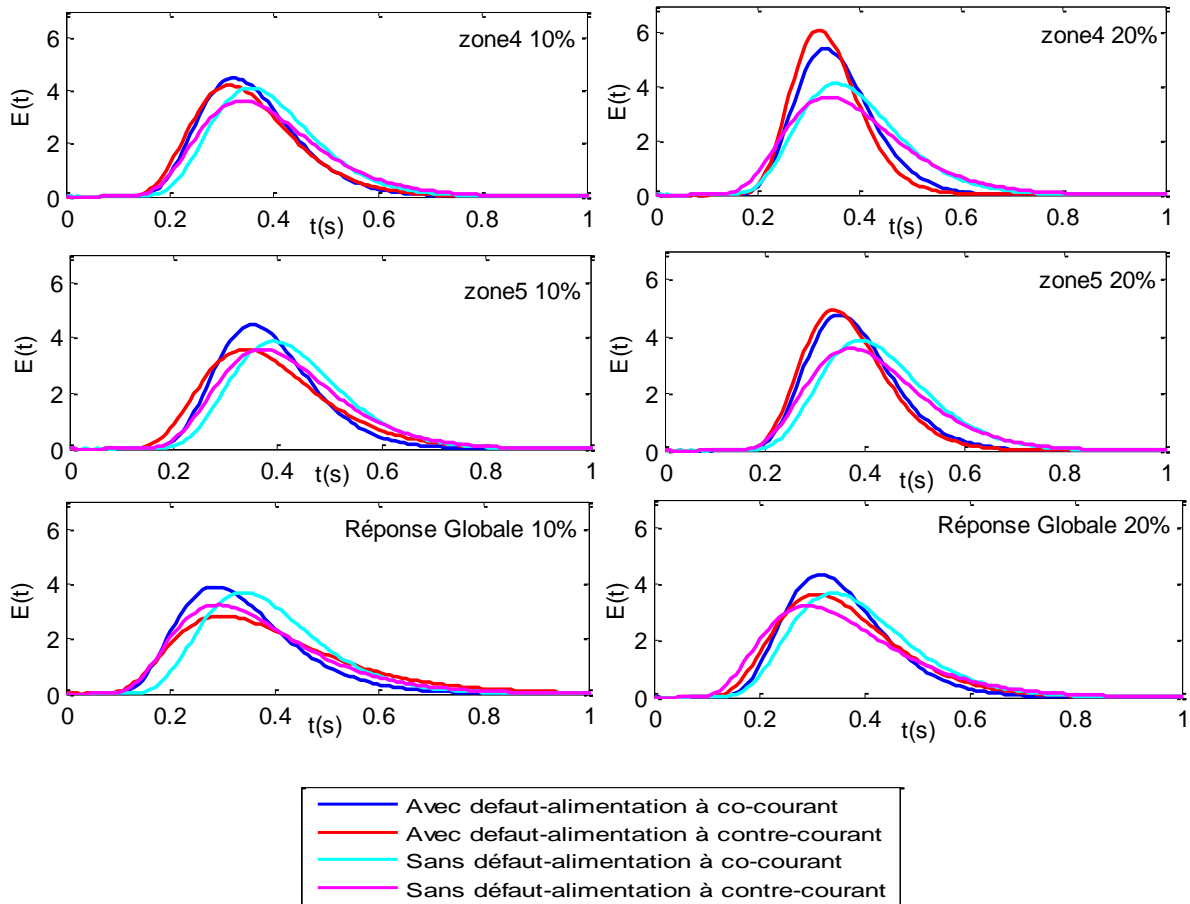


Figure 6- 30 : cas diphasique ( $Q_{eau}=3.5 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $Q_{air}=13.4 \text{ m}^3/\text{h}$  alimentation à co-courant et à contre-courant)

Nous pouvons dire, à partir de l'ensemble des courbes de DAI de chaque zone et de la réponse globale, que :

- pour les deux cas d'alimentation des fluides, les courbes avec le défaut d'amplitude 10% sont très légèrement moins dispersées par rapport aux essais sans défaut. Seule la zone 1 pour le cas d'alimentation des deux fluides du même côté est affectée. Dans ce cas de configuration, et d'après les comportements de distribution des phases décrits dans le chapitre 3, on peut déduire que le débit d'eau dans la zone 1 est le plus faible et que le débit d'air y est important. Par conséquent les deux fluides rencontrent le défaut et le liquide, accéléré par l'air, sera moins dispersé ;
- pour le défaut 20%, et dans les deux cas d'alimentation, les courbes des zones 1 et 2 sont plus dispersées que les courbes sans défaut. Par contre dans les autres zones, les signaux sont beaucoup moins dispersés ;

- les courbes des réponses globales présentent de faibles différences de dispersion en fonction du bouchage ce qui nécessite une grande précision dans les mesures pour s'assurer que ces effets sont représentatifs.

Regardons en détail le cas d'alimentation à co-courant. La *Figure 6- 31* montre 4 graphiques qui décrivent l'évolution du temps de séjour moyen, du nombre de Peclet et de la dispersion, en fonction du pourcentage du défaut pour chacune des 5 zones et pour la réponse globale. Les valeurs sont reportées dans les *Tableau 6- 6* et *Tableau 6- 7*.

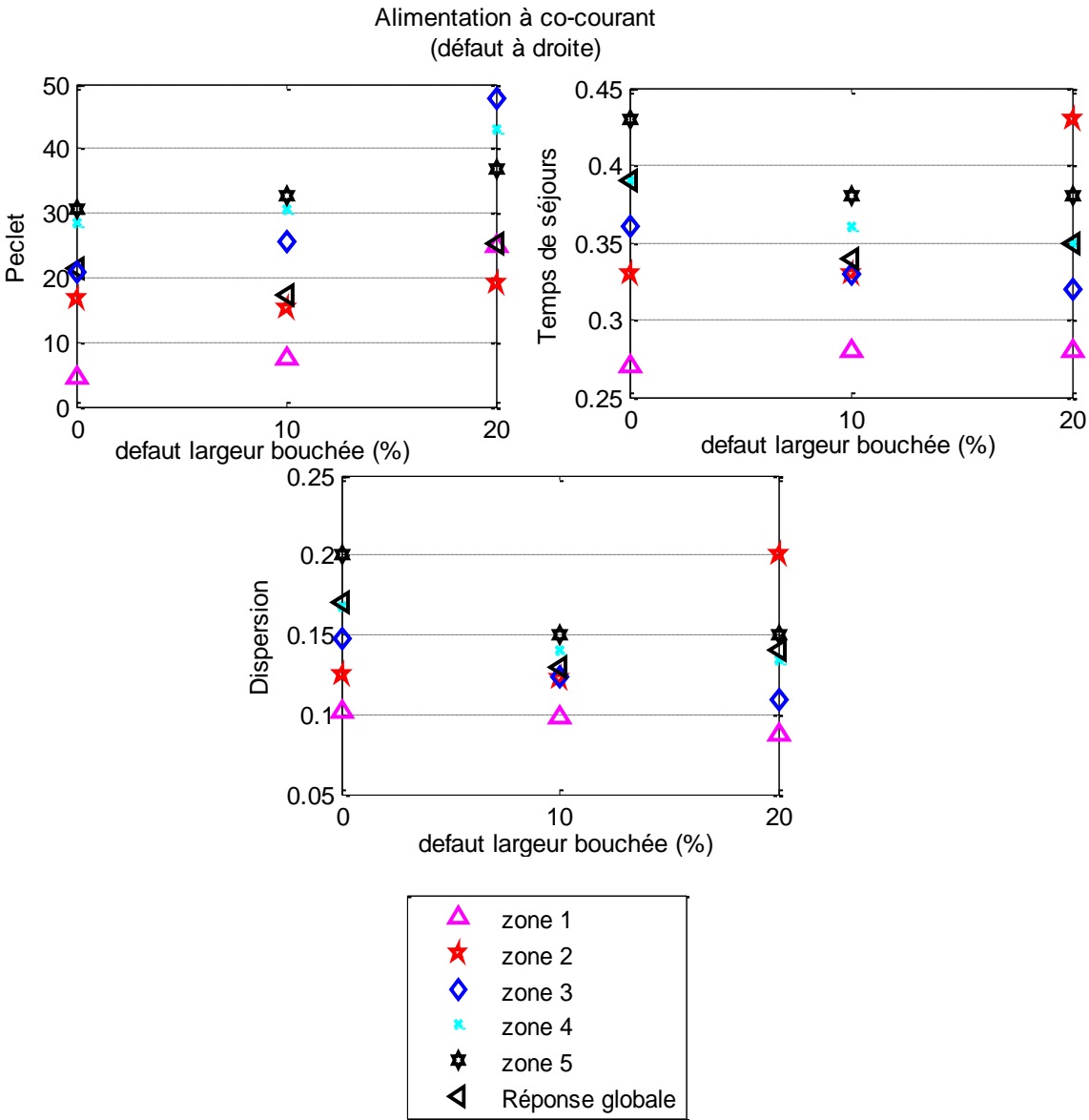


Figure 6- 31 : Nombre de Peclet, dispersion et le temps de séjour moyen en cas d'alimentation à co-courant ( $Q_{eau}=3.5 \text{ m}^3/h$ ,  $Q_{air}=13.4 \text{ m}^3/h$ )

Nous pouvons constater, d'après les courbes ou les tableaux, que les valeurs du temps de séjour moyen diminuent très peu, dans les zones 3, 4, 5 ou pour la réponse globale, en augmentant le défaut. Plus le défaut est important, plus la dispersion diminue mais pas très notablement. Le nombre de Peclet augmente légèrement avec le défaut 10%, puis d'une manière notable avec le défaut 20% dans toutes les zones ainsi que pour la réponse globale. Ceci est illustré aussi sur les réponses par des courbes moins dispersées que les courbes sans défaut.

Tableau 6- 6: Récapitulatif des valeurs de temps de séjour moyens et de la dispersion

	Temps de séjour			Dispersion		
	Sans défaut	Défaut 10%	Défaut 20%	Sans défaut	Défaut 10%	Défaut 20%
Zone 1	0.27	0.28	0.28	0.10	0.09	0.08
Zone 2	0.33	0.33	0.43	0.13	0.12	0.2
Zone 3	0.36	0.33	0.32	0.15	0.13	0.11
Zone 4	0.39	0.36	0.35	0.17	0.14	0.13
Zone 5	0.43	0.38	0.38	0.20	0.15	0.15
Réponse globale	0.39	0.34	0.35	0.17	0.13	0.14

Tableau 6- 7: Récapitulatif des valeurs du nombre de Peclet

	Peclet		
	Sans défaut	Défaut 10%	Défaut 20%
Zone 1	4.65	7.6	25
Zone 2	16.57	15.34	19
Zone 3	20.97	25.52	47.88
Zone 4	28.58	30.64	43
Zone 5	30.64	32.84	36.89
Réponse globale	21.42	22.21	25.17

On observe dans ce cas, contrairement au cas diphasique ( $Q_{\text{eau}}=2.4 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $Q_{\text{air}}= 13.4 \text{ m}^3/\text{h}$ ), que le nombre de Peclet augmente avec le défaut. Dans ce cas de défaut à droite (zones 1 et 2), et en cas d'alimentation à co-courant, le débit d'eau est faible dans ces zones tandis que le débit d'air est important, donc l'air en rencontrant le défaut peut aider l'écoulement de la phase liquide dans les autres zones (zones 3, 4 et 5) à être moins dispersé

(évolution du nombre de Peclet et de la dispersion) et diminuer relativement les temps de séjour moyens (évolution des temps de séjour moyens).

On peut conclure que la diminution de la dispersion de l'écoulement s'explique par un mouvement de la phase liquide dans les autres zones. La diminution de la dispersion vient du mouvement de l'air qui fait accélérer l'écoulement.

Nous pouvons affirmer que le petit défaut (10%) est très peu détectable par les DTS et les valeurs du nombre de Peclet dans les zones ou par la réponse globale. Les forts débits induisent des temps de séjour moyens faibles, ce qui entraîne des modifications non notables sur les courbes de DTS. Donc si l'on souhaite détecter la présence d'un défaut il faut faire varier les débits d'eau et d'air, afin de voir les différents comportements.

### **3 Distribution du taux de vide**

Le volume liquide par zone, est déterminé par le produit du temps de séjour moyens de la phase liquide par le débit d'eau dans chaque zone. Ceci permet d'accéder, en connaissant le volume géométrique, aux valeurs des taux de vide locaux dans chaque zone.

Sur la *Figure 6- 32*, nous avons représenté la distribution du taux de vide sur les 5 zones égales divisant transversalement l'échangeur pour les deux cas d'alimentation de l'eau et l'air (alimentation à co-courant : même côté, et à contrecourant : côtés opposés). Les valeurs des taux de vide sont données dans le *Tableau 6- 8*.



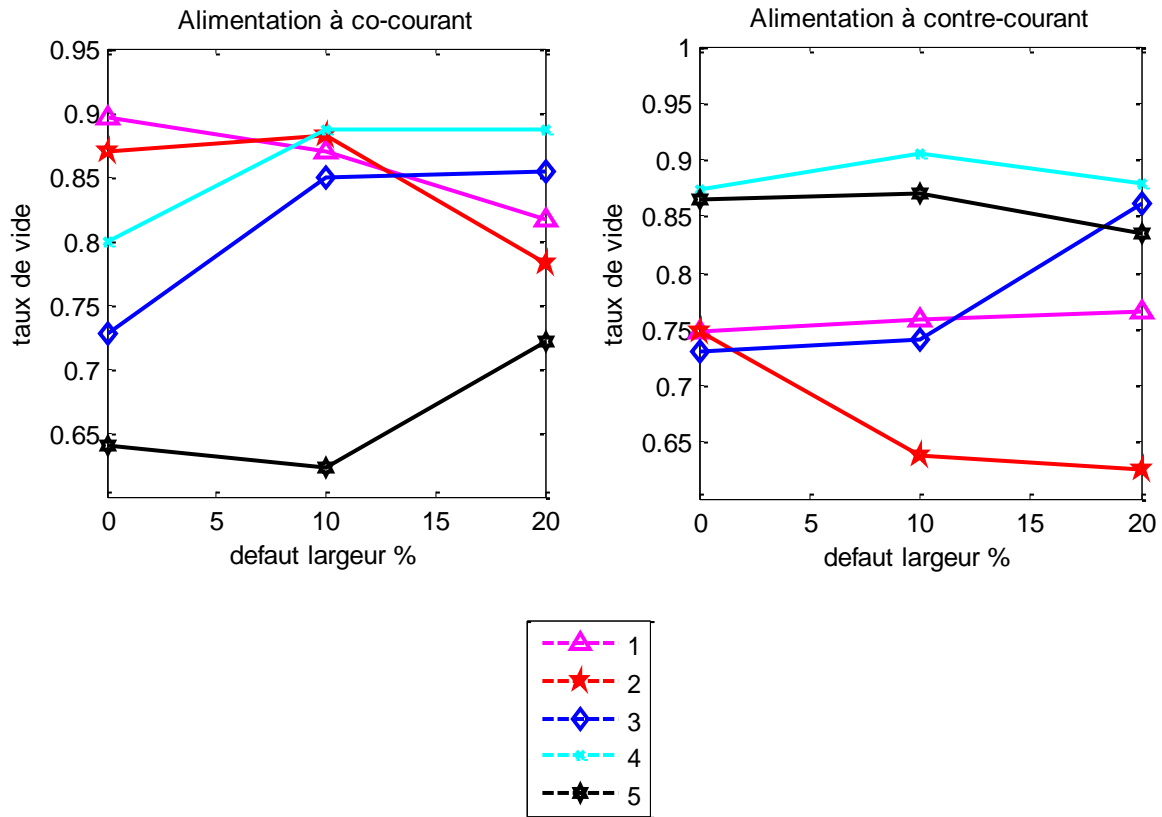


Figure 6- 32 : Fraction volumique de l'air dans les 5 zones

*Contre-courant*

Dans le cas d'une alimentation des deux fluides du même côté, l'eau et l'air entrent du côté de la zone 5. Nous constatons donc que l'air est présent principalement dans les premières zones du côté de son entrée (le taux de présence de l'air décroît de la zone 1 jusqu'à 5). Ce résultat est cohérent avec les résultats du chapitre 3.

Par contre dans les cas d'alimentation des deux fluides en côtés opposés, le gaz a tendance à sortir principalement par la zone 5 et le taux de vide décroît en allant de la zone 5 vers les premières zones où le débit d'eau est important.

Tableau 6- 8: Taux de vide dans l'échangeur avec alimentation à co et contre courant

	Alimentation à co-courant			Alimentation à contre-courant		
	Sans défaut	Défaut 10%	Défaut 20%	Sans défaut	Défaut 10%	Défaut 20%
Zone 1	0.90	0.87	0.82	0.75	0.76	0.77
Zone 2	0.87	0.88	0.78	0.75	0.64	0.63
Zone 3	0.73	0.85	0.85	0.73	0.74	0.86
Zone 4	0.80	0.89	0.89	0.87	0.91	0.88
Zone 5	0.64	0.62	0.72	0.86	0.87	0.83

On peut conclure que le taux de vide est dans la gamme entre 0.62 et 0.9 pour ce cas diphasique et que la valeur moyenne est proche de la valeur 0.84 trouvée avec un modèle homogène. La méthode de traçage permet bien de déterminer le taux de vide moyen dans un canal d'échangeur.

## Conclusion

Nous avons pu à travers ce chapitre démontrer les capacités de la méthode de traçage pour le diagnostic de l'échangeur à plaques et ondes. Cette méthode fournit des informations locales sur la phase liquide seule et l'état du mélange gaz-liquide, pour une alimentation des deux fluides à co-courant et à contre-courant. Nous avons développé une technique de traitement des signaux et de filtrage pour extraire le signal réel de la phase liquide à partir des signaux de réponse du mélange gaz-liquide. Cette méthode de traitement du signal a des potentialités nouvelles dans divers systèmes commerciaux où l'extraction de la réponse du liquide du signal diphasique est nécessaire.

Donc d'après cette étude, et pour des travaux dans l'avenir, cette méthode de traçage appliquée dans notre étude, peut aussi être appliquée dans d'autres systèmes industriels, outre la détermination de la distribution des temps de séjour :

Pour le diagnostic de la dynamique des fluides, par estimation des régimes d'écoulement : dans cet échangeur à plaques et ondes, trois régimes ont été observés : régime à bulles, à poches et régime agité. Ces régimes sont cohérents avec ceux observés expérimentalement à l'aide de la caméra rapide.

Pour le diagnostic des échangeurs et réacteurs industriels, pour déterminer les défauts dans les échangeurs, amplitude et emplacement :

- en simple phase liquide, qualitativement, les réponses avec défauts sont difficilement différenciées de celles sans défaut. Il faut un bouchage significatif (20 % de la section de passage) placé au milieu de l'échangeur pour obtenir une modification vraiment évidente du signal global du système de traçage. La position du défaut est potentiellement détectable à travers les courbes réponses;
- en double phase, la présence d'un défaut peut être détectée en variant les débits d'eau et d'air et leurs alimentations des deux côtés, afin de voir les différents comportements. Avec des débits importants, les défauts ne sont pas facilement détectables par une simple mesure entrée-sortie. La présence ou non d'un défaut peut être déduite de la variation du nombre de Peclet nécessitant une grande précision dans les mesures

Les faibles défauts (<20% de bouchage de la section de passage) sont très peu détectables en sortie par les valeurs du nombre Peclet. Nous avons montré que pour un défaut important ( $\geq 20\%$ ), les zones qui contiennent le défaut et les zones parcourues par le fluide après avoir rencontré un défaut seront les seules affectées. La baisse du nombre de Peclet avec l'augmentation de la taille du défaut, indique que le débit d'eau est plus important que celui du gaz dans la zone bouchée. Par contre si l'augmentation du nombre de Peclet entraîne une diminution de la dispersion en augmentant le défaut, cela indique qu'il y a plus de gaz dans la zone du défaut que de liquide. Des mesures par traçage radioactif pour lesquels on peut accéder à des DAI sur un système opaque permettraient de détecter ces défauts.

La détermination du taux de vide et de la distribution des phases a été réalisée en fonction des défauts.

## Références

- Alvare, J., Gas Holdup and Liquid Phase Mixing in Trayed Bubble Column Reactors, M.S. Thesis, Washington University, St. Louis, Missouri, USA, 2002.
- Briens, C.L., Hudson, C., Briens, L.A., Rapid characterization of flow regimes in multiphase reactors through box-counting dimensions with an embedding dimension of two, *Chem. Eng. J.* 64 (1996) 169–178.
- Buchholz, R., Zakrzewski, W., Schugerl, K., Techniques for determining the properties of bubbles in bubble columns, *Int. Chem. Eng.* 21 (2) (1981) 180–187.
- Callaud, D., David David. L, Rouvreau, S., Joulain, P., 2001. Ecoulement laminaire autour d'un cylindre de section carrée. Comparaison calcul expérience. XVème Congrès Français de Mécanique Nancy, 3 – 7 Septembre 2001.
- Gertler J.J., “Fault Detection and Diagnosis in Engineering Systems”, Marcel Drekker inc., New York, 1998.
- Gupta, P., Al-Dahhan, M.H., Dudukovic, M.P., Mills, P.L. A novel signal filtering methodology for obtaining liquid-phase tracer responses from conductivity probes, *Flow Meas. Instrum.* 11 (2) (2000) 123–131.
- Gunn, D.J., Al-Doori, H.H., The measurement of bubble flows in fluidized beds by electrical probe, *Int. J. Multiphase Flow* 11 (4) (1985) 535–551.
- MATLAB, version 5, The MATH WORKS Inc., Boston, MA, 2008.
- Patton R., Frank P., Clark R., éditeurs, “Fault Diagnosis in Dynamic Systems”, Prentice Hall, New York, 1989.
- Svendson, H.F., Luo, H., Hjarbo, K.W., Jakobsen, H.A. Experimental determination and modeling of bubble size distributions in bubble columns, *Chinese J. Chem. Eng.* 6 (1) (1998) 29–41.
- Werther, J., Molerus, O., The local structure of gas fluidized beds — I. A statistically based measuring system, *Int. J. Multiphase Flow* 1 (1973) 103–122.

---

## CONCLUSIONS ET PERSPECTIVES

---

Ce travail de thèse avait pour objectif d'étudier, de comprendre et de modéliser la répartition des écoulements diphasiques et des éventuels défauts de fonctionnement dans un échangeur de géométrie représentative d'un échangeur industriel mais alimenté en eau et air à température ambiante.

Les régimes d'écoulement diphasiques du mélange eau-air, y compris bulles, poches et régime agité, ont été observés à l'aide d'une caméra rapide. Une carte a été établie caractérisant les régimes d'écoulements dans un échangeur à plaques et ailettes en fonction des vitesses superficielles du gaz et du liquide. Des comparaisons avec une autre carte réalisée dans la même géométrie d'ailettes décalées, mais avec échange de chaleur, montrent que les transitions entre régimes avec échange de chaleur sont décalées par rapport aux transitions en adiabatique.

Par ailleurs, les différents régimes d'écoulement sont instables en fonction du temps alors que le système est adiabatique. Ces fluctuations ne peuvent donc pas être imputées à des effets de température et en particulier d'ébullition. L'analyse des fluctuations de pression, pour caractériser le mouvement oscillatoire des bulles, a montré que les fluctuations ont des amplitudes différentes et des fréquences comprises entre 5 et 10 Hz. La mise en évidence expérimentale de ces instabilités souvent imputées à des effets uniquement thermiques est originale. Ces comportements présentent des fréquences importantes et s'amplifient certainement en présence de changement de phase liés à des variations de températures.

La distribution en simple et double phase dans l'échangeur à plaques et ondes a été étudiée expérimentalement sur une maquette transparente. En simple phase, la distribution du fluide (eau ou air) est quasiment homogène le long de l'échangeur. En diphasique, malgré les difficultés rencontrées pour qualifier les écoulements diphasiques complexes, la distribution des deux fluides a été déterminée pour une large gamme de conditions opératoires. Afin d'apprécier la qualité de la distribution, les résultats ont été classés suivant l'écart-type de la distribution d'une phase (STDl et STDg). Les vitesses superficielles du gaz et du liquide, le type d'alimentation des deux fluides (alimentation des fluides du même côté, alimentation en

côtés opposés), la pression à la sortie de l'échangeur, les propriétés physiques des deux fluides, sont des paramètres qui modifient fortement cette distribution diphasique dans les échangeurs compacts. L'effet du débit de liquide sur la distribution est moins important que l'effet du débit de gaz. Lorsque la vitesse superficielle du gaz augmente, la distribution du gaz à la sortie devient plus uniforme. La configuration avec alimentation à co-courant permet une distribution plus uniforme des deux phases liquide et gaz. Concernant la conception du distributeur, l'injection de l'eau dans l'air permet aussi une distribution plus uniforme que l'injection d'air dans l'eau.

Une nouvelle corrélation de frottement monophasique dans les ondes « serrated » a été développée, sur la base des données expérimentales. Elle est valable du régime laminaire au régime turbulent, pour le mélange eau-air. Les simulations numériques permettent de prédire correctement les pertes de charge dans les ondes « serrated » pour les faibles nombres de Reynolds dans la zone laminaire et de transitoire.

Les simulations monophasique et diphasique par CFD ont permis de prédire la distribution des phases à la sortie du distributeur. Cette répartition des phases est cohérente avec celle à la sortie de l'échangeur retrouvée expérimentalement. La distribution des phases est donc affectée principalement par la géométrie du distributeur. Ce travail a permis aussi d'identifier les différentes topologies d'écoulement à l'intérieur du distributeur et de les relier à la distribution des fluides dans les différents canaux de l'échangeur. Grâce à la méthode de suivi d'interface VOF (Volume Of Fluid), les caractéristiques locales de l'écoulement ont été simulées et en particulier la forme des bulles d'air. Une carte d'écoulement à l'intérieur du distributeur a été établie expérimentalement et numériquement, en fonction des paramètres étudiés (une large gamme de vitesses superficielles). Une bonne validation qualitative entre simulations et expériences dans les comportements des régimes d'écoulement a été observée. Une validation quantitative entre expériences et simulations, par les diamètres et vitesses des bulles et des poches de gaz, a été réalisée.

Dans les simulations diphasiques, les propriétés d'adhérence à la paroi qui exigent la prise en compte de l'effet d'angle de contact d'hystérésis jouent un rôle important dans la prédiction correcte des régimes d'écoulement. L'angle de contact avec une paroi est un paramètre difficile à déterminer expérimentalement. Dans notre cas, l'angle de contact du gaz avec la paroi d'aluminium est  $137^\circ$  déduit de l'observation d'une goutte de liquide sur la même paroi,

et cette valeur donne de très bons résultats. Dans le cas où l'angle de contact n'est pas connu, l'hypothèse de l'existence d'un film liquide, par l'utilisation un angle de contact proche de  $180^\circ$ , conduit à l'apparition de bulles arrondies physiquement correctes mais dont la pertinence n'est pas démontrée.

Les résultants expérimentaux montrent que les conditions opératoires ont une grande influence sur la structure des écoulements dans le distributeur des phases et dans la zone active de l'échangeur (ondes « serrated »). La méthode de traçage, basée sur l'utilisation de conductimètres et d'un traceur salin, permet de retrouver les trois régimes, bulles, poches et agité, dans la zone des ondes « serrated ». Cette technologie de traçage de la phase liquide valide la distribution simple phase ainsi que la distribution diphasique par la répartition des volumes, lorsque l'on a accès à des mesures locales le long de l'échangeur et par la même la répartition des taux de vide est déduite. Le traçage permet le diagnostic de notre échangeur à plaques et ondes, et de déterminer les défauts dans les échangeurs, leurs amplitudes et leurs emplacements, en variant les débits d'eau et d'air et le côté de leurs alimentations. Avec des débits importants, les défauts ne sont pas facilement détectables par une simple mesure entrée-sortie. La présence ou non d'un défaut peut être déduite de la variation du nombre de Peclet. Les faibles défauts (<20% de bouchage de la section de passage) sont très peu détectables par la réponse globale. Pour les défauts importants ( $\geq 20\%$ ), les zones qui contiennent le défaut et les zones parcourues par le fluide après avoir rencontré un défaut seront les seules affectées. La diminution du nombre de Peclet traduit par la dispersion des courbes de DTS indique l'augmentation de la taille du défaut, et que le débit d'eau est plus important que celui du gaz dans la zone bouchée. Par contre l'augmentation du nombre de Peclet c'est à dire une diminution de la dispersion indique l'augmentation d'un défaut placé où il y a plus de gaz que de liquide.

Dans le cadre de la poursuite de ces travaux, en utilisant les résultats des expériences et des simulations présentés dans le cadre de ce mémoire, une approche plus approfondie de la conception des distributeurs diphasiques, une maîtrise de la distribution des phases et le diagnostic d'échangeurs de chaleur à plaques et ondes, à diverses conditions opératoires, seront facilités.

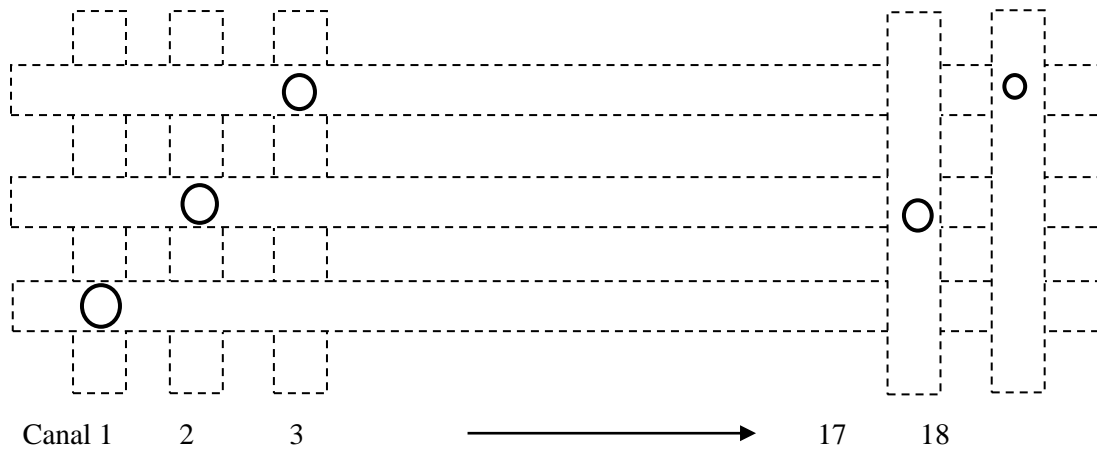
Certains points du travail déjà réalisés peuvent encore être développés :

- les simulations tridimensionnelles (3D) du distributeur ont été effectuées comme une première étape vers la simulation des échangeurs diphasiques industriels plus

complexes. En général, les résultats actuels sont obtenus pour un mélange d'air et d'eau. Il reste à les étendre aux mélanges d'hydrocarbures et de leurs vapeurs qui sont les fluides de travail dans les échangeurs industriels ;

- une prise en compte de l'angle de contact dynamique dans les simulations numériques diphasiques pourra apporter plus de précision et permettre de mieux suivre la déformation et le mouvement des bulles ;
- ce travail constitue une première étape dans l'optimisation de la conception d'un échangeur de chaleur à plaques et ondes. Des mesures par traçage radioactif, pour lesquels on peut accéder à des DAI sur un système opaque, permettraient de détecter les défauts et leur localisation avec une plus grande précision ;
- Les données expérimentales générées par la méthode de traçage pour diagnostiquer les échangeurs de chaleur adiabatique fonctionnant avec l'eau et l'air, peuvent être utilisées pour valider des résultats des simulations par CFD dans le même objectif. D'ailleurs il pourrait être intéressant d'appliquer les mêmes méthodes pour d'autres fluides ayant une viscosité différente, des tensions superficielles différentes... (comme les mélanges d'hydrocarbures). Ceci permettrait d'avoir un diagnostic complet des échangeurs industriels;
- ce travail peut aussi être utilisé pour concevoir et dimensionner un nouveau distributeur. Ce concept pourrait être validé expérimentalement et numériquement avec les outils développés pendant cette thèse. Ce travail consiste donc à trouver des idées pour améliorer la distribution diphasique qui pose le plus de problèmes dans les échangeurs compacts. Par exemple on peut déjà proposer un nouveau type de distributeur décrit par la figure suivante.





*Nouvelle conception du distributeur : répartition décroissante du diamètre des trous*

Il s'agit de la géométrie du distributeur utilisé dans notre étude sur lequel on propose de répartir les diamètres des trous de manière décroissante depuis le côté de l'entrée du gaz jusqu'à l'entrée du liquide afin de réduire le passage de gros débits de gaz par les premiers trous. Ce distributeur permettra donc d'augmenter les zones du mélange gaz-liquide dans le cas d'alimentation des fluides en côté opposés où la distribution est moins homogène.

---

## LISTE DES FIGURES

---

Figure 1- 1 : Principe de l'échangeur thermique	17
Figure 1- 2 : Schéma de principe d'un échangeur à plaques et ondes industriel	18
Figure 1- 3 : Structuration intérieure d'un échangeur à plaques et ondes	19
Figure 1- 4 : Différents types d'ailettes	20
Figure 2- 1: Schémas de principe de l'installation 'Five'	32
Figure 2- 2: Photo de l'échangeur	33
Figure 2- 3: Photo d'installations d'entrée des fluides	34
Figure 2- 4: Différents types d'alimentations	35
Figure 2- 5: Ailettes de distribution de la phase liquide	36
Figure 2- 6: Circulation du fluide dans un passage équipé d'un profilé d'injection diphasique	37
Figure 2- 7: Profilé vu en coupe transversale	38
Figure 2- 8: Croquis 3D du profilé	38
Figure 2- 9: Schéma d'une ailette décalée	39
Figure 2- 10: Schéma de principe d'un couvercle	40
Figure 2- 11: Capteur de pression rapide	42
Figure 2- 12: Schéma de principe de l'échangeur à plaques et ondes de la section	44
Figure 2- 13: Schéma de principe du système de la visualisation par caméra rapide	45
Figure 2- 14: Image de dispositif du système de traçage	47
Figure 2- 15: électrodes et système électronique	48
Figure 2- 16: Seringue métallique pour injection	48
Figure 3- 1: Représentation schématique des régimes d'écoulement dans un canal vertical	61
Figure 3- 2 : Carte de Taitel et Duckler (1980)	63
Figure 3- 3 : Effet des propriétés des fluides sur les transitions air-eau et R-134a	64

---

Figure 3- 4 : Écoulement vertical de liquide à débit constant	65
Figure 3- 5 : Régimes d'écoulement	67
Figure 3- 6: Situation des points expérimentaux sur la carte de Desrats (2006)	68
Figure 3- 7 : géométrie trapézoïdale de Wu et al. (2006)	71
Figure 3- 8 : Ecoulement diphasique dans les deux sens	71
Figure 3- 9 : Fluctuation des pertes de charges avec (J. Barber et al. (2008))	72
Figure 3- 10 : Formation des bulles et différentes (J. Barber et al. (2008))	72
Figure 3- 11 : Schéma de l'expérience de P. Zhang (2009)	73
Figure 3- 12 : Instabilités d'écoulements (P. Zhang (2009))	73
Figure 3- 13 : Mouvement oscillatoire des bulles	74
Figure 3- 14 : Variation de la pression en fonction	75
Figure 3- 15 : Analyse du signal de pression à l'aide d'une transformée de Fourier	76
Figure 4- 1 : concept des ondes « serrated »	81
Figure 4- 2 : Domaine du calcul (motif de 5 ondes)	85
Figure 4- 3 : Conditions aux limites	86
Figure 4- 4 : Type de maillage utilisé	88
Figure 4- 5 : Champ de vitesse et lignes de courant, $u=4$ m/s, eau (modèle $k-\omega$ )	89
Figure 4- 6 : Champ de pression $V=4$ m/s, eau	89
Figure 4- 7 : Profil de coefficient de frottement sur les parois	91
Figure 4- 8 : Comparaison du facteur de friction expérimental, numérique	93
Figure 4- 9 : $Y^+$ , $V=4$ m/s, eau	94
Figure 4- 10 : Etude expérimentale, et calcul numérique du facteur de friction	95
Figure 4- 11 : Distribution de l'air seul (a) et de l'eau seule (b)	100
Figure 4- 12 : Répartition des pertes de charge le long de l'échangeur-cas	101
Figure 4- 13 : Profil de la distribution des phases pour différents $V_{sg}$ et pour $V_{sl}=0.13$ m/s	104
Figure 4- 14 : Profil de la distribution des phases pour différents $V_{sg}$	104
Figure 4- 15 : Photo de la distribution des phases	105

Figure 4- 16 : Distribution des phases en fonction de $V_{sg}$ pour différentes $V_{sl}$	105
Figure 4- 17 : Profil de la distribution des phases pour différents $V_{sg}$ et pour $V_{sl}=0.13$ m/s	107
Figure 4- 18 : Evolution de la distribution des phases avec $V_{sg}$ pour $V_{sl}=0.13$ m/s	108
Figure 4- 19 : $V_{sl}=1.2$ m/s et $V_{sg}=5.25$ m/s (Etude de Marchitto et al., 2008)	109
Figure 4- 20 : Répartition des pertes de charges alimentation du même côté	112
Figure 4- 21 : Profil de la distribution du gaz et du liquide pour $V_{sl}=0.13$ m/s	113
Figure 4- 22 : Evolution de la distribution des phases avec $V_{sg}$ pour $V_{sl}=0.13$ m/s	113
Figure 4- 23 : Profil de la distribution du gaz et du liquide pour $V_{sl}=0.21$ m/s	115
Figure 4- 24 : Déviation standard du liquide et du gaz pour $V_{sl}=0.21$ m/s	115
Figure 4- 25 : distribution de la phase liquide (cas d'alimentation en côtés opposés)	116
Figure 5- 1 : La configuration de l'angle de contact de Young (1805)	127
Figure 5- 2 : Effet de l'angle de contact sur la période de formation des bulles pour le couple air-eau: (Goel et al. (2009))	128
Figure 5- 3 : Effet 3D dans les simulations numériques du processus de la formation des poches (Santos et Kawaji (2010))	129
Figure 5- 4 : Régime à poches dans un tube vertical (Parvereh et al., 2010)	130
Figure 5- 5 : (a) Interface réelle	134
Figure 5- 6 : détails du maillage et des dimensions réelles du distributeur complet	135
Figure 5- 7 : Domaine de calcul	136
Figure 5- 8 : Distribution de l'air seul dans le distributeur	137
Figure 5- 9 : Effets de la répartition des régimes d'écoulement sur la distribution du gaz	139
Figure 5- 10 : Profil de la distribution des phases	140
Figure 5- 11 : Retour du liquide dans la zone de distribution du gaz	141
Figure 5- 12 : Géométrie représentée dans le cas de la simulation d'un seul canal	142
Figure 5- 13 : Angle de contact	145
Figure 5- 14 : Effet de l'angle de contact	146
Figure 5- 15 : Contours de vitesse et distribution des phases: eau/air (a), phases liquide et vapeur d'un mélange d'hydrocarbures (b) ( $t=5.37 \cdot 10^{-2}$ s, $V_{sg}= 0.9$ m/s et $V_{sl}=0.35$ m/s, $179^\circ$ )	148
Figure 5- 16 : Comparaisons expériences-simulations (angle $137^\circ$ )	150

---

Figure 5- 17 : Comparaisons simulations-expériences: influence de l'angle	151
Figure 5- 18 : Comparaison de la forme des bulles dans le minicanal.	152
Figure 5- 19 : Carte des régimes d'écoulement	153
Figure 6- 1 : Principe de la réponse d'un système à une impulsion	161
Figure 6- 2 : Signal caractéristique d'un écoulement à poches avec $V_{sg} < 1 \text{ m.s}^{-1}$ (Oriol et al. (2006))	165
Figure 6- 3 : Signal caractéristique d'un écoulement agité avec $V_{sg} > 1 \text{ m.s}^{-1}$ (Oriol et al. (2006))	166
Figure 6- 4 : Étapes du processus de détection de défauts Patton et al. (1989)	168
Figure 6- 5 : Différents défauts et emplacements possibles	170
Figure 6- 6 : Position d'un défaut sur la maquette	171
Figure 6- 7 : 20% de la largeur de la plaque d'ondes « serrated » bouchée à droite de la plaque	172
Figure 6- 8 : 10% la largeur de la plaque d'ondes « serrated » bouchée au milieu de la plaque	172
Figure 6- 9 : 20% de la largeur de la plaque d'ondes « serrated » bouchée au milieu de la plaque	173
Figure 6- 10 : Défaut important	173
Figure 6- 11 : Visualisation de l'écoulement autour d'un obstacle	174
Figure 6- 12 : Reproductibilité des essais (9 injections)(monophasique liquide)	177
Figure 6- 13 : Signaux d'entrée et de sortie de l'échangeur en fonction du temps pour $Q_{eau}=2.4 \text{ m}^3/\text{h}$ et $Q_{air}=2.1 \text{ m}^3/\text{h}$ (zone 1)	179
Figure 6- 14 : Effet du débit du gaz sur l'impédance	180
Figure 6- 15 : Reproductibilité des essais diphasique (9 essais) et réponse moyenne	181
Figure 6- 16 : Type de signal filtré comparé au signal brut	182
Figure 6- 17 : Réponses expérimentales (entrée, sortie)	184
Figure 6- 18 : Diagramme de filtre des signaux et du traitement de la réponse de sortie	186
Figure 6- 19 : Signaux temporels issus de la sonde conductimétrique pour un écoulement à bulles	188
Figure 6- 20 : Signaux temporels issus de la sonde conductimétrique pour un écoulement à poches $Q_{air}=0.47 \text{ m}^3/\text{h}$ $Q_{eau}= 0.52 \text{ m}^3/\text{h}$ (poches)	189
Figure 6- 21 : Signaux temporels issus de la sonde conductimétrique pour un écoulement agité	190
Figure 6- 22 : Répartition des défauts sur la largeur de la plaque d'ondes « serrated »	191
Figure 6- 23 : Répartition de l'eau seule $Q_{eau}=2.4 \text{ m}^3/\text{h}$ (défaut à droite)	192

---

Figure 6- 24 : Répartition de l'eau seule $Q_{eau}=2.4m^3/h$ (défaut au milieu)	194
Figure 6- 25 : Contour de la norme de la vitesse moyenne adimensionnée par la norme de la vitesse extérieure à la section $Y/D = 0$ : résultats (a) expérimentaux, (b). numériques. (Callaud et al. (2001))	195
Figure 6- 26 : Répartition de l'eau seule $Q_{eau}= 2.4m^3/h$ (défaut à gauche)	196
Figure 6- 27 : Effet de la position (droite, milieu, gauche) sur la DTS des zones	198
Figure 6- 28 : Répartition de l'eau $Q_{eau}= 2.4 m^3/h$ , $Q_{air}=13.4 m^3/h$	200
Figure 6- 29 : Evolution du nombre de Peclet en fonction du défaut et des zones	201
Figure 6- 30 : cas diphasique ( $Q_{eau}=3.5 m^3/h$ , $Q_{air}=13.4 m^3/h$ alimentation à co-courant et à contre-courant	203
Figure 6- 31 : Nombre de Peclet, dispersion et le temps de séjour moyen en cas d'alimentation à co-courant ( $Q_{eau}=3.5 m^3/h$ , $Q_{air}=13.4 m^3/h$ )	204
Figure 6- 32 : Fraction volumique de l'air dans les 5 zones	207

---

# LISTE DES TABLES

---

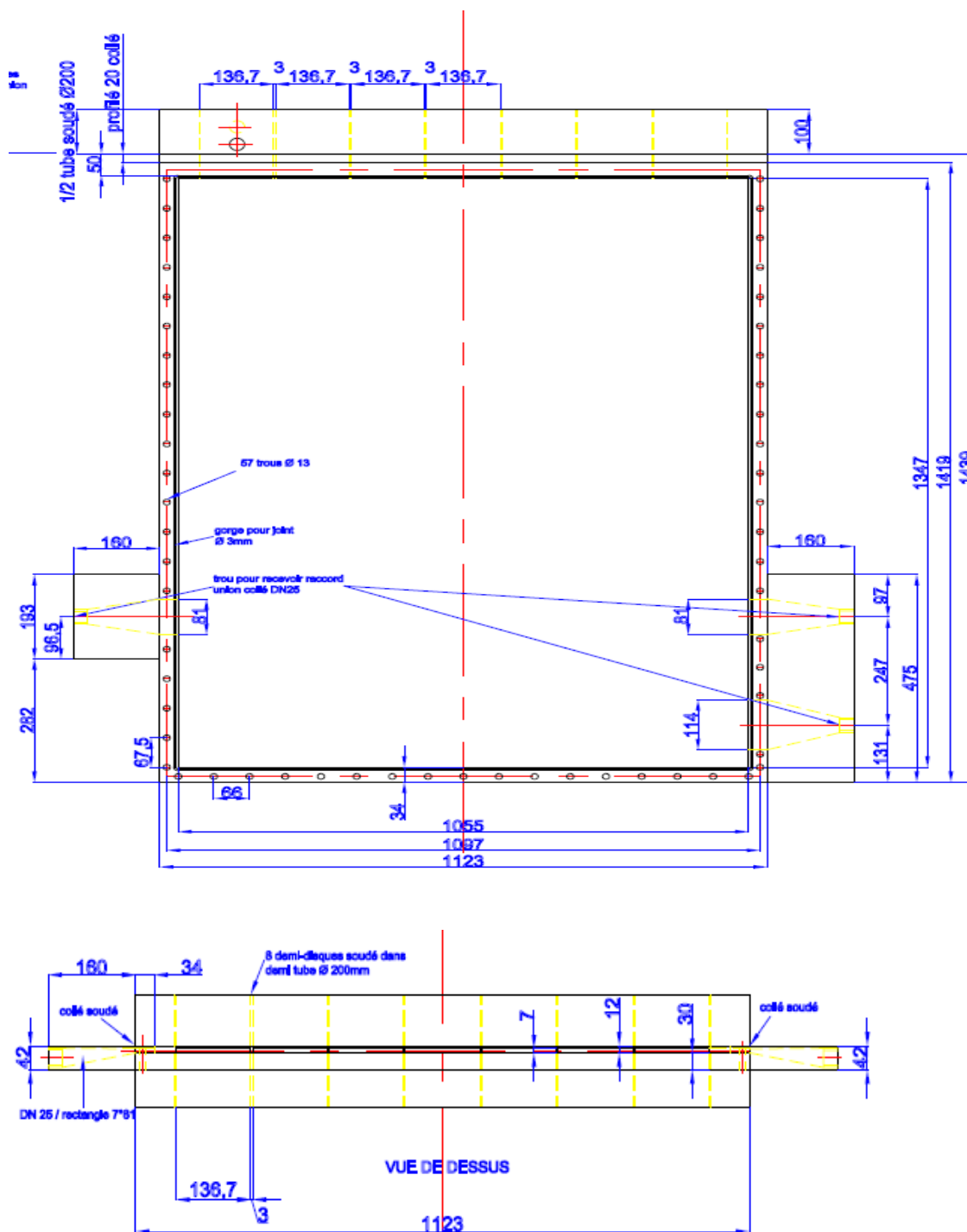
Tableau 2- 1 : Débit d'eau et d'air et configurations d'écoulement pour les 4 conditions d'essais	31
Tableau 2- 2 : Caractéristiques géométriques des ailettes droites de distribution	37
Tableau 2- 3 : Caractéristiques géométrique des ailettes	39
Tableau 2- 4 : Débitmètres présents sur la maquette avec leurs emplacements et leurs caractéristiques	41
Tableau 2- 5 : Capteur de pressions, leurs emplacements et leurs caractéristiques	43
Tableau 2- 6 : Les incertitudes correspondantes à chaque type de capteur	50
Tableau 3- 1 : Propriétés des fluides : air-eau et R-134a et sa vapeur (Réf) .....	63
Tableau 3- 2 : Caractéristiques de régimes (OFI, LTAF, LIVAF).....	71
Tableau 4- 1: Qualité de la distribution de l'eau .....	117
Tableau 4- 2: Qualité de la distribution de l'eau et l'air.....	117
Tableau 4- 3: Qualité de la distribution de l'eau et l'air.....	118
Tableau 5- 1: vitesses superficielles du gaz dans les trous et du liquide dans les rainures du distributeur .....	143
Tableau 5- 2: Vitesses superficielles ( $V_{sl}$ , $V_{sg}$ ) des points numériques étudiés ( $V_{sl}$ - $V_{sg}$ ).....	144
Tableau 5- 3: Propriétés physiques des fluides .....	147
Tableau 5- 4: Comparaison des vitesses des bulles à l'intérieur du canal.....	154
Tableau 6- 1: Conditions opératoires de la maquette FIVE .....	175
Tableau 6- 2: Intersection des débits possibles dans les deux types .....	176
Tableau 6- 3: Exemple de temps de séjour moyen et dispersion des courbes expérimentales et avec la DTSPro.....	185
Tableau 6- 4: Récapitulatif des valeurs .....	195
Tableau 6- 5: Valeurs du nombre de Peclet pour le cas diphasique ( $Q_{eau}= 2.4 \text{ m}^3/\text{h}$ , $Q_{air}= 13.4 \text{ m}^3/\text{h}$ ) avec alimentation à co-courant et le défaut au milieu .....	202
Tableau 6- 6: Récapitulatif des valeurs de temps de séjour moyens et de la dispersion .....	205
Tableau 6- 7: Récapitulatif des valeurs du nombre de Peclet.....	205

Tableau 6- 8: Taux de vide dans l'échangeur avec alimentation à co et contre courant ..... 208

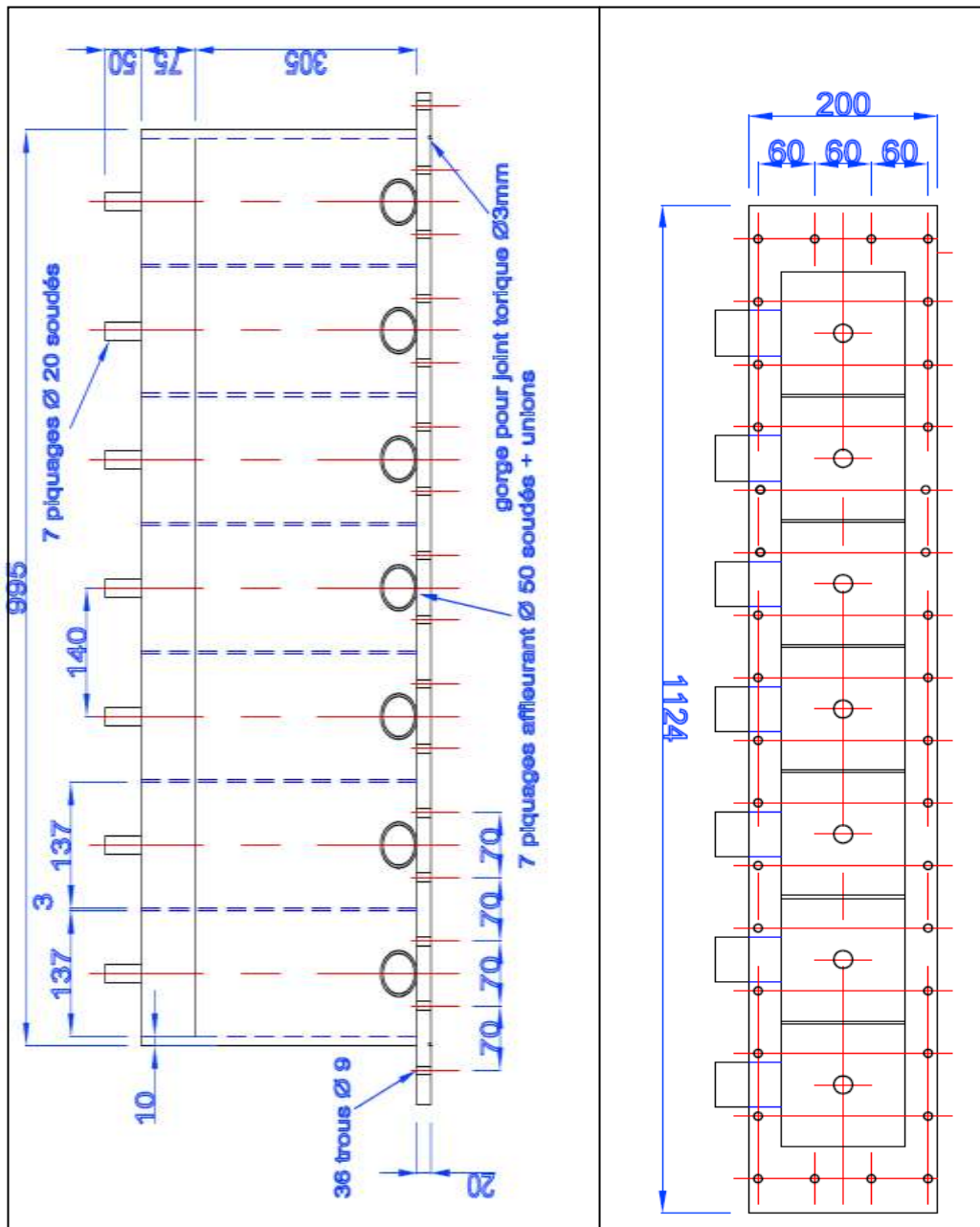


# ANNEXES

## Annexe 1: Schéma de principe de l'échangeur



## Annexe 2: Schéma de principe du collecteur

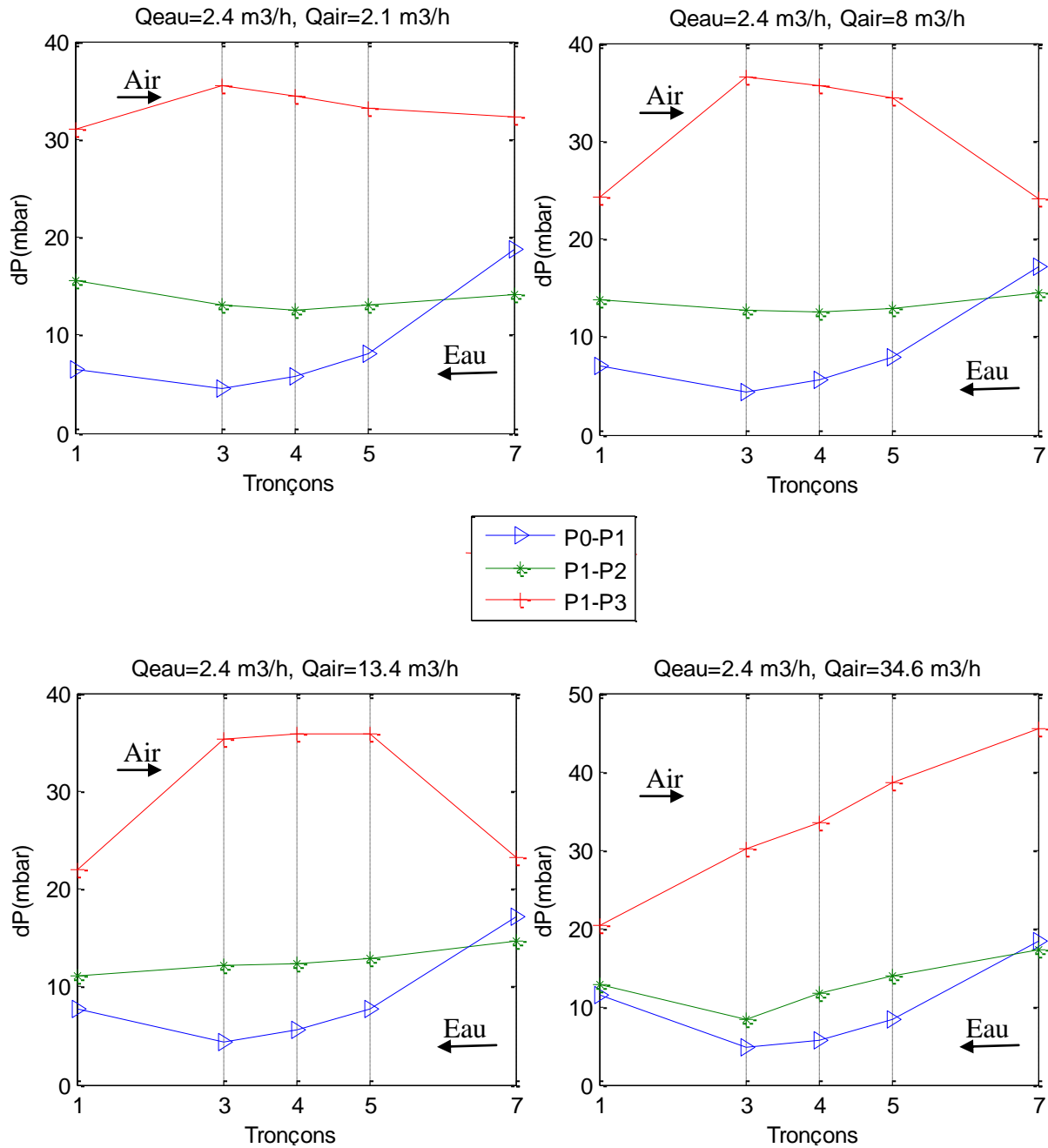


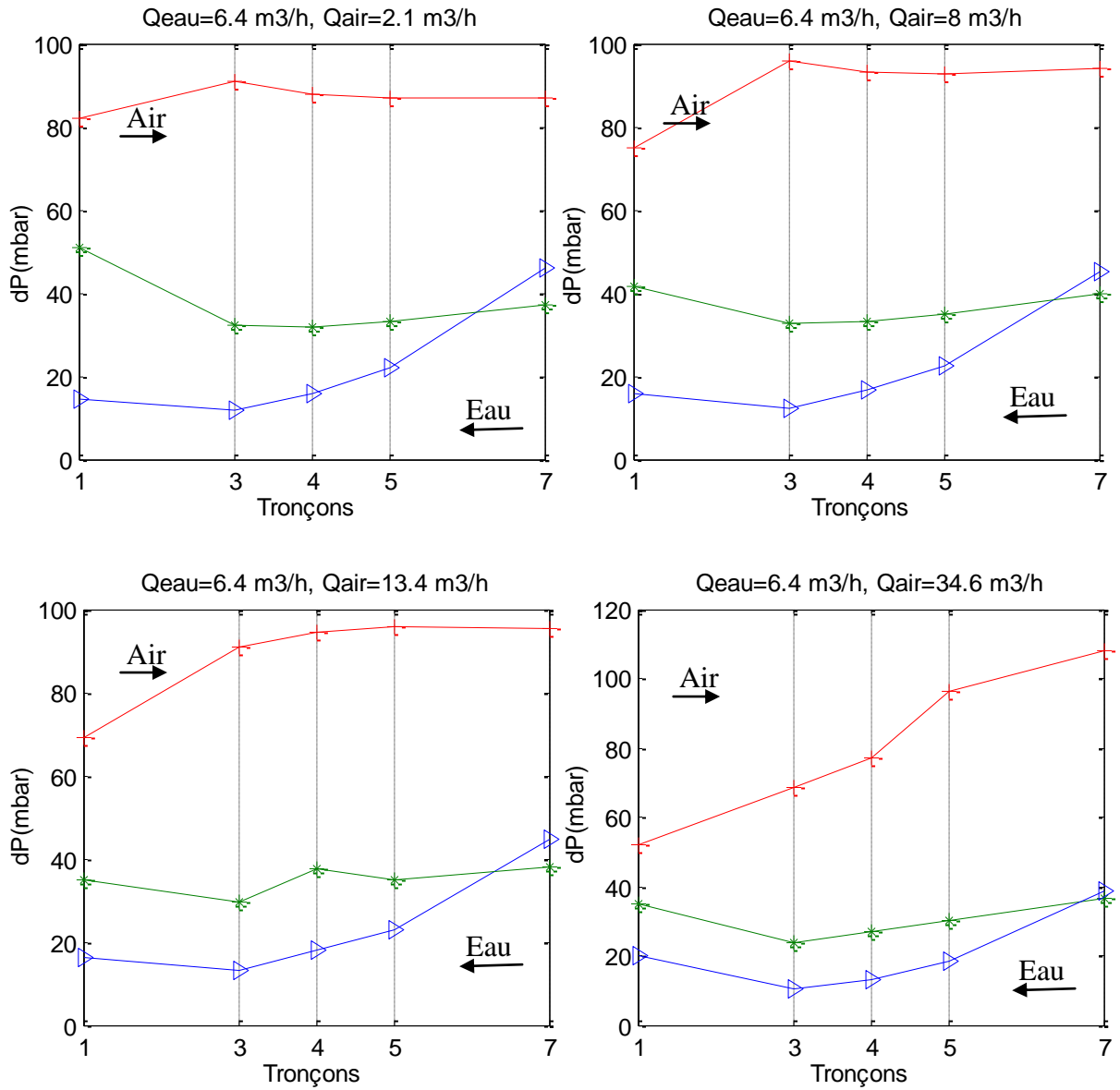
### Annexe 3: Différentes corrélations de f et j dans la littérature

Corrélations
<p><b>H. Bhowmik (2008)</b></p> $f = 10 \text{Re}^{-0,68}$ <p>Avec <math>D_h = \frac{2(s-t)h}{[(s+h) + th/l]}</math></p>
<p><b>Manson (1950)</b></p> <p>pour <math>\text{Re} \leq 3500</math></p> $f = 11,8 \left(\frac{l}{D_h}\right) \text{Re}^{0,67}, \quad \left(\frac{l}{D_h}\right) \leq 3,5$ $f = 3,371 \text{Re}^{0,67}, \quad \left(\frac{l}{D_h}\right) > 3,5$ <p>pour <math>\text{Re} \leq 3500</math></p> $f = 0,38 \left(\frac{l}{D_h}\right) \text{Re}^{0,24}, \quad \left(\frac{l}{D_h}\right) \leq 3,5$ $f = 1,1068 \text{Re}^{0,67}, \quad \left(\frac{l}{D_h}\right) > 3,5$ <p>Avec <math>D_h = \frac{2sh}{(s+h)}</math></p>
<p><b>Wieting (1975)</b> pour <math>\text{Re} \leq 1000</math></p> $f = 7,661 \left(\frac{l}{D_h}\right)^{-0,384} \alpha^{-0,092} \text{Re}^{-0,712}$ <p>pour <math>\text{Re} \geq 2000</math></p> $f = 1,136 \left(\frac{l}{D_h}\right)^{-0,781} \left(\frac{t}{D_h}\right)^{-0,534} \text{Re}^{-0,198}$

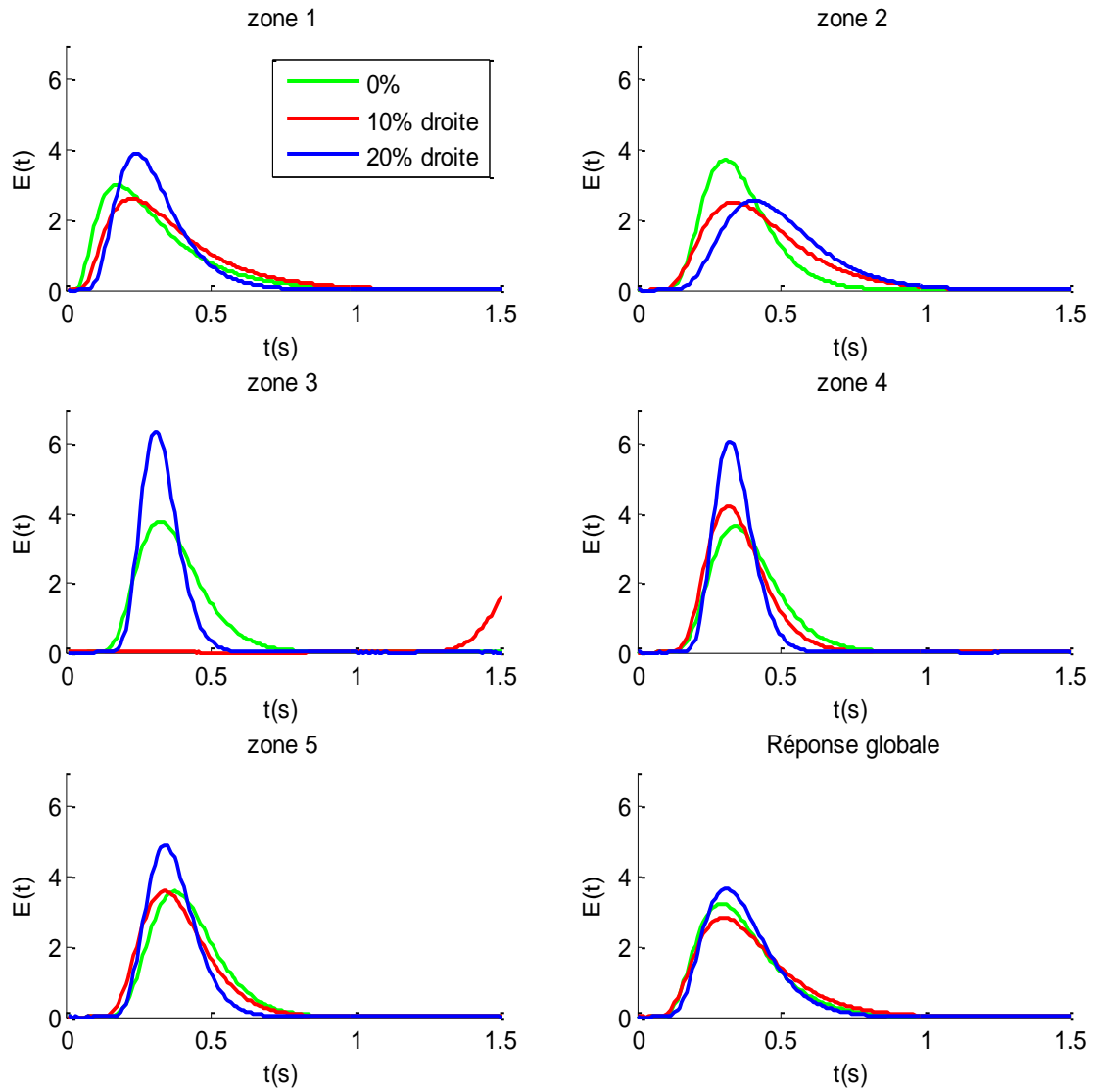
<p>Avec <math>D_h = 2sh/(s+h)</math></p>
<p><b>Mochizuki et al.(1987)</b> pour <math>Re &lt; 2000</math></p> $f = 5,55 \left( l/D_h \right)^{-0,32} \alpha^{-0,092} Re^{-0,67}$ <p>pour <math>Re \geq 2000</math></p> $f = 0,83 \left( l/D_h \right)^{-0,5} \left( t/D_h \right)^{0,534} Re^{-0,20}$ <p>Avec <math>D_h = 2sh/(s+h)</math></p>
<p><b>Joshi et Webb (1987)</b> pour <math>Re \leq Re^*</math></p> $f = 8,12 \left( l/D_h \right)^{-0,41} \alpha^{-0,02} Re^{-0,74}$ <p>pour <math>Re &gt; Re^*</math></p> $f = 1,12 \left( l/D_h \right)^{-0,65} \left( t/D_h \right)^{0,17} Re^{-0,36}$ <p>Avec <math>R^* = 257 (l/s)^{1,23} (t/l)^{0,58} D_h [t + 1,328 (Re/lD_h)^{-0,5}]^{-1}</math></p> <p>Avec <math>D_h = \frac{2(s-t)h}{[(s+h) + th/l]}</math></p>

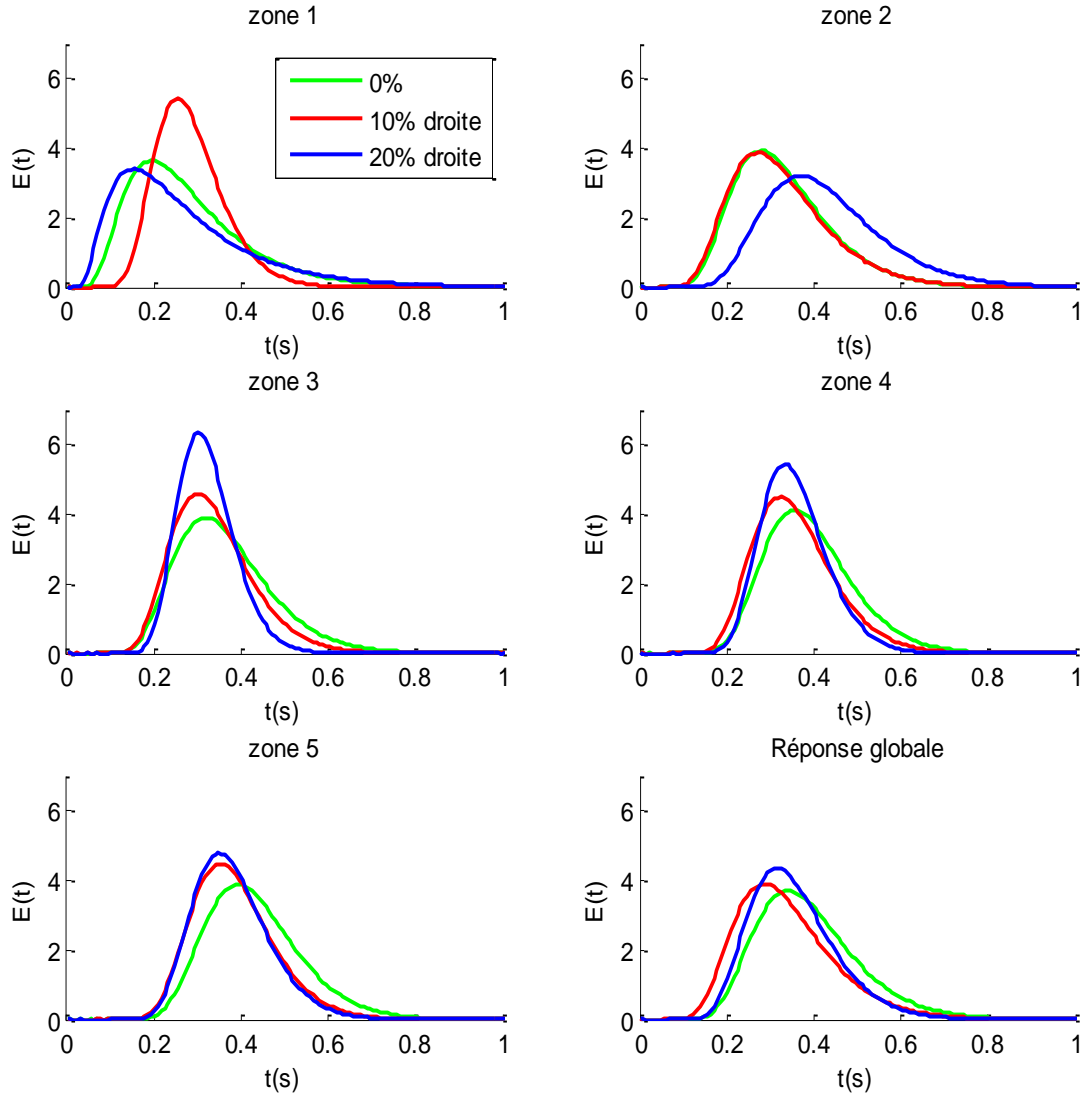
## Annexe 4: Répartition des pertes de charges le long de l'échangeur (alimentation en cotés opposés)





**Annexe 5: Réponses  $Q_{eau}=3.5 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $Q_{air}=13.4 \text{ m}^3/\text{h}$  (alimentation à contre-courant) (défaut à droite)**



**Annexe 6: Réponses  $Q_{eau}=3.5 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $Q_{air}=13.4\text{m}^3/\text{h}$  (alimentation à courant) (défaut à droite)**



Le 24 janvier 2012

Selma BEN SAAD

**Etude expérimentale et numérique des écoulements diphasiques et du diagnostic des échangeurs industriels à plaques et ondes**

**RESUME DE THESE**

Ce travail concerne l'étude expérimentale et numérique de la distribution simple et double phase dans un échangeur à plaques et ondes. Des mesures expérimentales de débit et de pression et des visualisations par caméra rapide ont permis de caractériser l'écoulement du mélange eau/air à la pression atmosphérique et dans des conditions adiabatiques. Les simulations numériques par CFD ont permis de caractériser les pertes de charges en simple phase dans les ondes « serrated » et de simuler les régimes d'écoulement diphasiques (bulles, poches, bulles toriques,...) au niveau du distributeur. Des traçages au sel analysé par conductimétrie ont permis de caractériser les régimes d'écoulement diphasiques et de faire le diagnostic de l'échangeur : déterminer les défauts, leurs amplitudes et leurs localisations. Ces trois moyens : visualisation et mesure expérimentale des distributions des phases et des pertes de charges, simulation de type CFD et traçage ont mis en évidence les paramètres influant sur la distribution comme les alimentations des fluides, les propriétés physiques des fluides, la géométrie du distributeur, les régimes d'écoulement, afin d'améliorer les performances des systèmes avec échange thermique.

**Mots clés** : visualisation, mesures de débits et de pression, simulations par CFD, méthode de traçage, échangeur à plaques et ondes industriel, écoulement diphasique.

**Experimental and numerical studies of two phase flow distribution and diagnostic of plate and fin industrial heat exchangers**

**ABSTRACT**

This work deals with experimental and numerical studies of single and two-phase flow distribution in a plate and fin heat exchanger. Flow rates and pressure measurements, as well as visualization using speed camera have been used to characterize the air/water flow at atmospheric pressure and at adiabatic conditions. CFD simulations have permitted to calculate pressure drop in single phase flow of offset strip fins and to simulate two phase flow patterns (bubbles, slug, toric bubbles,...) in the distributor. Tracer experiments using salt and conductimetry allowed to characterize single and two phase flow distribution and to perform a diagnosis of the heat exchanger: find the defaults, their amplitudes and their localizations. All these methods: experimental data, CFD simulations and tracer methodology allowed to point out the important parameters affecting the distribution like same or opposed inlet fluid alimentations, physical properties, distributor design and the flow patterns, to improve overall performances of heat transfer systems.

**Key words**: visualization, flow rate and pressure measurements, CFD simulations, tracer methodology, plate and fin heat exchanger, two-phase flow.