

Institut National Polytechnique de Lorraine

École doctorale RP2E

Laboratoire LRGP - UPR 3349

**ÉTUDE EXPÉRIMENTALE ET NUMÉRIQUE  
DE SÉPARATEURS GAZ-LIQUIDE  
CYLINDRIQUES DE TYPE CYCLONE**

**Thèse**

soutenue publiquement le 07 Décembre 2011

pour l'obtention du diplôme de

**Doctorat de l'Institut National Polytechnique de  
Lorraine**

(spécialité génie des procédés et des produits)

par

**Rainier HREIZ**

**Composition du jury**

Mr. Denis FÜNFSCHILLING (Chargé de Recherche, LRGP, Nancy)

Mme. Caroline GENTRIC (Professeur, GEPEA - Université de Nantes)

Mr. Alain LINÉ (Professeur, LISBP - Institut National des Sciences Appliquées  
de Toulouse)

Mr. Noël MIDOUX (Professeur Émérite, LRGP, Nancy)

Mr. El-Khider SI-AHMED (Professeur, LMFTA - Université des Sciences et de  
la Technologie Houari Boumedienne, Alger)

Mr. Christophe VIAL (Professeur, LGCB - Université Blaise Pascal, Clermont  
Ferrand)

Mr. Gabriel WILD (Directeur de Recherche, LRGP, Nancy)



# Table des matières

<b>Table des matières</b>	<b>8</b>
<b>Table des figures</b>	<b>14</b>
<b>Liste des tableaux</b>	<b>15</b>
<b>Nomenclature</b>	<b>16</b>
<b>Introduction</b>	<b>19</b>
<b>I Contexte et étude bibliographique</b>	<b>23</b>
<b>1 Introduction générale</b>	<b>25</b>
1.1 Les vortex . . . . .	25
1.1.1 La perception de l'Homme . . . . .	25
1.1.2 Les vortex dans la nature . . . . .	26
1.1.3 Définition d'un vortex . . . . .	27
1.2 La séparation mécanique . . . . .	30
1.2.1 La décantation . . . . .	31
1.2.2 La centrifugation . . . . .	32
1.2.3 La filtration . . . . .	32
1.3 Les séparateurs cycloniques . . . . .	33
1.3.1 Les cyclones gaz-solide . . . . .	34
1.3.2 Les hydrocyclones . . . . .	35
1.3.3 Les cyclones dévésiculeurs . . . . .	36
1.4 Vue globale de la séparation gaz-liquide dans l'industrie pétrolière . . . . .	38
1.4.1 Les séparateurs classiques . . . . .	42
1.4.2 Séparation sous-marine et séparation de fond . . . . .	43
1.4.3 Propriétés physicochimiques du pétrole et du gaz naturel . . . . .	46
1.4.3.1 Masse volumique . . . . .	46
1.4.3.2 Viscosité . . . . .	47
1.4.3.3 Comportement rhéologique . . . . .	47
1.4.3.4 Tension superficielle et pouvoir moussant . . . . .	48
<b>2 Le GLCC : Du fonctionnement à la conception</b>	<b>51</b>
2.1 Géométrie de base, fonctionnement et applications du GLCC . . . . .	52
2.1.1 Géométrie et fonctionnement . . . . .	52
2.1.2 Potentiels et applications . . . . .	53
2.2 Les écoulements gaz-liquide en conduite . . . . .	57

2.2.1	Les écoulements en conduite horizontale . . . . .	57
2.2.2	Les écoulements verticaux à co-courant vers le haut . . . . .	60
2.2.3	Les écoulements verticaux à co-courant vers le bas . . . . .	61
2.2.4	Les écoulements à co-courant en conduites inclinées . . . . .	61
2.2.5	Les écoulements triphasiques . . . . .	62
2.2.6	Les écoulements à contre-courant . . . . .	62
2.3	Configuration du GLCC en géométrie de base . . . . .	63
2.3.1	La géométrie du corps du cyclone . . . . .	63
2.3.2	Géométrie de l'entrée . . . . .	63
2.3.3	Les conduites de sortie . . . . .	65
2.4	Études expérimentales sur l'efficacité globale du séparateur . . . . .	65
2.4.1	Le LCO (Liquid Carry Over) . . . . .	66
2.4.1.1	Modes de transport . . . . .	66
2.4.1.2	Influence du diamètre du GLCC . . . . .	68
2.4.1.3	Influence de la pression de travail . . . . .	69
2.4.1.4	Influence de la position du vortex . . . . .	69
2.4.1.5	Influence du diamètre de l'entrée . . . . .	69
2.4.1.6	Effet de la viscosité . . . . .	70
2.4.2	Le GCU (Gas Carry Under) . . . . .	70
2.5	Modèle théorique . . . . .	71
2.5.1	Modélisation de l'écoulement d'entrée . . . . .	72
2.5.2	Calcul du diamètre du GLCC . . . . .	73
2.5.3	Modélisation du vortex liquide . . . . .	73
2.5.4	Calcul de la hauteur du cyclone . . . . .	74
2.5.5	Autre modèle . . . . .	75
2.6	Au-delà de la géométrie classique . . . . .	76
2.6.1	La "Dual-inlet" . . . . .	76
2.6.2	L'entrée hélicoïdale inclinée . . . . .	76
2.6.3	Le SD <sup>©</sup> . . . . .	77
2.6.4	L'extracteur de liquide . . . . .	78
2.6.5	Le système de distribution . . . . .	78
2.7	Le GLCC alimenté par un mélange triphasique . . . . .	79
2.7.1	Le GLCC alimenté par un mélange eau-huile-gaz . . . . .	79
2.7.2	Le GLCC alimenté par une huile moussante . . . . .	81
2.8	Conclusion . . . . .	82
<b>3</b>	<b>Les écoulements tourbillonnaires confinés</b> . . . . .	<b>83</b>
3.1	Les écoulements tourbillonnaires en conduite . . . . .	83
3.1.1	Méthodes de génération . . . . .	83
3.1.2	Hydrodynamique . . . . .	84
3.1.2.1	Vitesse tangentielle moyenne . . . . .	85
3.1.2.2	Vitesse axiale moyenne . . . . .	86
3.1.2.3	Profil de la vitesse radiale moyenne . . . . .	87
3.1.2.4	Aspects turbulents . . . . .	87
3.1.2.5	Atténuation du swirl . . . . .	87
3.2	Les écoulements swirlés monophasiques dans une géométrie de type GLCC . . . . .	88
3.3	Instabilités dans les écoulements tourbillonnaires . . . . .	91
3.3.1	La précession du cœur du vortex . . . . .	91
3.3.2	La panne du tourbillon . . . . .	92

3.4	Les écoulements swirlés diphasiques . . . . .	92
3.5	Modélisation numérique des écoulements swirlés monophasiques . . . . .	93
3.6	Modélisation numérique des écoulements swirlés diphasiques . . . . .	95

## **II Notre apport 99**

<b>4</b>	<b>Simulation CFD des écoulements swirlés monophasiques</b>	<b>101</b>
4.1	Les méthodes numériques . . . . .	101
4.1.1	Géométrie, maillage et conditions aux limites . . . . .	101
4.1.2	Le solveur . . . . .	102
4.2	Résultats des simulations et discussions . . . . .	103
4.2.1	Simulations des cas expérimentaux employant une entrée simple . . . . .	103
4.2.1.1	Simulations RANS . . . . .	103
4.2.1.2	Simulations LES . . . . .	104
4.2.1.3	Comparaison aux résultats expérimentaux . . . . .	105
4.2.1.3.1	Profils de vitesse tangentielle moyenne . . . . .	105
4.2.1.3.2	Profils de vitesse axiale moyenne . . . . .	105
4.2.1.3.3	Longueur d'onde du vortex . . . . .	105
4.2.1.3.4	Énergie cinétique turbulente . . . . .	108
4.2.2	Simulations des cas expérimentaux employant une double entrée . . . . .	109
4.2.2.1	Cas avec inversion simple de l'écoulement . . . . .	110
4.2.2.1.1	Profils de vitesse tangentielle moyenne . . . . .	110
4.2.2.1.2	Profils de vitesse axiale moyenne . . . . .	110
4.2.2.2	Cas avec une double inversion de l'écoulement . . . . .	112
4.3	Au-delà des résultats expérimentaux . . . . .	112
4.3.1	Vitesse radiale moyenne . . . . .	112
4.3.1.1	Cas expérimentaux employant une entrée unique . . . . .	113
4.3.1.2	Cas expérimentaux employant une double entrée . . . . .	113
4.3.2	Précession du cœur du vortex (PVC) . . . . .	114
4.3.3	Décroissance du swirl . . . . .	116
4.4	Étude d'autres configurations d'entrée . . . . .	116
4.4.1	Vitesse tangentielle moyenne . . . . .	117
4.4.2	Vitesse axiale moyenne . . . . .	118
4.5	Conclusions du chapitre . . . . .	119
<b>5</b>	<b>Caractérisation expérimentale du fonctionnement global du séparateur</b>	<b>121</b>
5.1	Montage expérimental . . . . .	122
5.2	L'entrée du GLCC . . . . .	124
5.2.1	Régimes d'écoulement à l'entrée . . . . .	124
5.2.2	Identification des régimes par la densité spectrale des signaux de pression . . . . .	127
5.2.3	Calcul des rétentions des phases par traitement d'images . . . . .	128
5.3	La partie supérieure du GLCC . . . . .	131
5.3.1	Le LCO . . . . .	131
5.3.1.1	Différents régimes observés et discussion . . . . .	132
5.3.1.1.1	Le régime de bouillon . . . . .	134
5.3.1.1.2	Le LCO pariétal . . . . .	135
5.3.1.2	Discussion de l'allure de la courbe de LCO . . . . .	136
5.3.2	Comparaison aux résultats de la bibliographie . . . . .	138

5.4	La partie inférieure du GLCC . . . . .	139
5.4.1	Les formes du vortex . . . . .	140
5.4.2	Le filament de bulles . . . . .	144
5.4.3	Estimation du GCU . . . . .	147
5.4.4	Comparaison de taille avec les ballons classiques . . . . .	148
5.5	Expériences employant un liquide plus visqueux que l'eau . . . . .	148
5.6	Expériences employant du liquide à pouvoir moussant . . . . .	150
5.7	Étude d'autres buses d'entrée . . . . .	152
5.7.1	Le LCO . . . . .	153
5.7.2	Le GCU . . . . .	154
5.8	Principales conclusions du chapitre . . . . .	154
<b>6</b>	<b>Caractérisation locale de l'hydrodynamique du GLCC</b>	<b>157</b>
6.1	Dispositif expérimental et mise au point . . . . .	158
6.2	Localisation du vortex dans le cas expérimental numéro 1 . . . . .	163
6.2.1	Taux moyen de présence du vortex et du filament dans le plan de mesure de la LDV . . . . .	163
6.2.2	Variation du taux de présence du vortex dans la direction axiale . . . . .	163
6.3	Mesures des vitesses par LDV . . . . .	166
6.3.1	Mesures des vitesses axiales . . . . .	167
6.3.1.1	Vitesse axiale moyenne des bulles . . . . .	167
6.3.1.2	Vitesse axiale moyenne du liquide . . . . .	168
6.3.1.3	$u^{rms}$ du liquide . . . . .	172
6.3.1.4	Fiabilité des vitesses axiales . . . . .	174
6.3.1.5	Taux d'acquisition en absence de particules traçantes . . . . .	174
6.3.1.6	Taux d'acquisition en présences de particules traçantes . . . . .	174
6.3.2	Mesures dans la direction tangentielle . . . . .	177
6.3.2.1	Vitesse tangentielle moyenne des bulles . . . . .	177
6.3.2.2	Vitesse tangentielle moyenne du liquide . . . . .	177
6.3.2.3	$w^{rms}$ du liquide . . . . .	180
6.3.2.4	Fiabilité des vitesses tangentielles . . . . .	182
6.3.2.5	Taux d'acquisition en présence de particules traçantes . . . . .	182
6.3.3	Estimation de l'énergie cinétique turbulente . . . . .	184
6.4	Simulations diphasiques . . . . .	186
6.4.1	Prédiction de la forme du vortex . . . . .	187
6.4.2	Prédiction de la qualité de la séparation . . . . .	189
6.4.3	Prédiction du champ des vitesses axiales . . . . .	189
6.5	Conclusions du chapitre . . . . .	190
<b>7</b>	<b>Conclusion générale et Perspectives</b>	<b>192</b>
<b>III</b>	<b>Annexes</b>	<b>197</b>
<b>A</b>	<b>Le pétrole, le gaz naturel et l'industrie pétrolière</b>	<b>199</b>
A.1	Histoire du pétrole et du gaz naturel . . . . .	199
A.1.1	Du kérogène jusqu'aux carburants fossiles . . . . .	199
A.1.1.1	La migration du pétrole et du gaz naturel . . . . .	200
A.1.1.2	L'exploitation par l'Homme : un aperçu historique . . . . .	201

A.2	Le pétrole et le gaz naturel aujourd'hui : sources, potentiels, propriétés . . . . .	202
A.2.1	Le pétrole aujourd'hui . . . . .	202
A.2.1.1	Ses sources . . . . .	202
A.2.1.2	Ses dérivés et utilisations . . . . .	208
A.2.2	Le pétrole : Composition, classification et propriétés physicochimiques . . . . .	210
A.2.2.1	Composition . . . . .	210
A.2.2.2	Classification . . . . .	212
A.2.2.2.1	Selon leur masse volumique . . . . .	212
A.2.2.2.2	Par provenance . . . . .	212
A.2.2.2.3	Selon les proportions des différentes classes d'hydrocarbures . . . . .	213
A.2.3	Le gaz naturel aujourd'hui . . . . .	213
A.2.3.1	Ses sources . . . . .	213
A.2.3.2	Ses dérivés et utilisations . . . . .	217
A.2.3.3	Par rapport au pétrole . . . . .	217
A.2.4	Le gaz naturel : Composition et propriétés physicochimiques . . . . .	218
A.2.4.1	Composition . . . . .	218
A.2.4.2	Propriétés physicochimiques . . . . .	219
A.2.5	L'industrie pétrolière . . . . .	220
A.2.5.1	La prospection et l'exploration . . . . .	220
A.2.5.2	Le forage . . . . .	221
A.2.5.2.1	Technique de forage dans les cas onshores . . . . .	221
A.2.5.2.2	Types de puits forés . . . . .	223
A.2.5.2.3	Les forages offshore et les plateformes pétrolières . . . . .	223
A.2.5.3	L'extraction . . . . .	223
A.2.5.3.1	Méthodes de récupération . . . . .	223
A.2.5.3.1.1	Récupération primaire . . . . .	223
A.2.5.3.1.2	Récupération secondaire du pétrole . . . . .	224
A.2.5.3.1.3	Récupération tertiaire . . . . .	224
A.2.5.3.2	Récupération assistée du gaz . . . . .	225
A.2.5.3.3	Techniques de stimulation du réservoir . . . . .	226
A.2.5.4	La séparation des phases hétérogènes . . . . .	227
A.2.5.4.1	Les phases à séparer . . . . .	227
A.2.5.4.2	Les conséquences d'une mauvaise séparation . . . . .	228
A.2.5.4.2.1	Présence de gaz dans le brut . . . . .	228
A.2.5.4.2.2	Présence de liquide dans le gaz . . . . .	229
A.2.5.4.2.3	Présence d'eau dans l'huile . . . . .	229
A.2.5.4.2.4	Présence d'huile dans l'eau . . . . .	229
A.2.5.4.2.5	Présence de débris solides . . . . .	229
A.2.5.5	Le transport . . . . .	229
A.2.5.5.1	Par oléoducs ou gazoducs . . . . .	229
A.2.5.5.2	Par voie maritime . . . . .	230
A.2.5.5.3	Autres modes de transport . . . . .	230
A.2.5.6	Le raffinage du pétrole . . . . .	230
A.2.5.6.1	Distillation atmosphérique . . . . .	230
A.2.5.6.2	Distillation sous vide . . . . .	231
A.2.5.6.3	Les unités de conversion et de transformation . . . . .	232
A.2.5.7	Le raffinage du gaz naturel . . . . .	232
A.2.5.7.1	Stabilisation des condensats . . . . .	232

A.2.5.7.2	Traitement du gaz . . . . .	232
<b>B</b>	<b>Les ballons dévésiculeurs</b>	<b>235</b>
B.1	L'entrée . . . . .	237
B.1.1	Le système de distribution . . . . .	237
B.1.2	Les déflecteurs . . . . .	237
B.2	La sortie du gaz et l'extracteur de brouillard . . . . .	237
B.2.1	Mécanismes de fonctionnement des éliminateurs de brouillard . . . . .	238
B.2.2	Les séparateurs à chicanes . . . . .	238
B.2.3	Les matelas tissés . . . . .	239
B.2.4	Les dévésiculeurs à microfibres . . . . .	239
B.2.5	Autres configurations . . . . .	240
B.3	Autres unités pouvant être placées dans le séparateur . . . . .	240
B.3.1	Les amortisseurs de vagues . . . . .	240
B.3.2	Les plaques anti-mousse . . . . .	241
B.3.3	La sortie du liquide et le casseur de vortex . . . . .	241
B.3.4	Le système d'évacuation du sable . . . . .	241
B.4	Comparaison entre les séparateurs verticaux et horizontaux . . . . .	242
B.5	Autres séparateurs gaz-liquide dans l'industrie pétrolière . . . . .	242
B.6	Dimensionnement des ballons classiques . . . . .	243
B.6.1	Équation de Souders-Brown . . . . .	244
B.6.2	Dimensionnement des ballons en utilisant l'Équation de Souders-Brown . . . . .	244
<b>C</b>	<b>Le "Flow Assurance"</b>	<b>247</b>
C.1	Les dépôts solides . . . . .	247
C.1.1	Les hydrates . . . . .	247
C.1.1.1	Conditions de formation . . . . .	248
C.1.1.2	Les solutions . . . . .	248
C.1.2	Les dépôts de cires et de paraffines . . . . .	249
C.1.3	Les dépôts d'asphaltènes . . . . .	250
C.1.4	Les dépôts minéraux . . . . .	250
C.2	La corrosion et l'érosion . . . . .	251
C.3	Les bouchons sévères . . . . .	252
C.4	Surveillance (et contrôle) en temps réel . . . . .	254
<b>D</b>	<b>Mesures de vitesse dans la partie inférieure du GLCC</b>	<b>257</b>
D.1	Mesures de vitesse axiale . . . . .	257
D.1.1	Vitesses axiales moyennes du liquide . . . . .	257
D.1.2	$u^{rms}$ du liquide . . . . .	261
D.2	Mesures de vitesse tangentielle . . . . .	264
D.2.1	Vitesses tangentielles moyennes du liquide . . . . .	264
D.2.2	$w^{rms}$ du liquide . . . . .	267
D.3	Estimation de l'énergie cinétique turbulente du liquide . . . . .	271
	<b>Bibliographie</b>	<b>275</b>



# Table des figures

1	<i>Vue tridimensionnelle et vue de dessus du GLCC.</i> . . . . .	19
1.1	<i>Motifs en spirale sur la pierre d'entrée des tombes du site de Newgrange, datant d'environ 3200 ans A.C. [Newgrange2011].</i> . . . . .	25
1.2	<i>Croix celtique du 10<sup>ème</sup> siècle [Historicimpressions2011].</i> . . . . .	26
1.3	<i>Tourbillons à différentes échelles.</i> . . . . .	27
1.4	<i>Quelques topologies de vortex.</i> . . . . .	28
1.5	<i>Consommation d'énergie relative des procédés de séparation [ADEME2011]</i> . . . . .	31
1.6	<i>Un cyclone gaz-solide typique (image tirée de [Hoffmann2008]).</i> . . . . .	34
1.7	<i>Cœur gazeux dans un hydrocyclone [Narasimha2006].</i> . . . . .	35
1.8	<i>Tailles des gouttelettes suivant leur origine ([Lavigne2007]).</i> . . . . .	36
1.9	<i>Quelques dispositifs limitant le phénomène de "Layer Loss" ([Hoffmann2008]).</i> . . . . .	37
1.10	<i>Réservoir pétro-gazier piégé dans une structure anticlinale.</i> . . . . .	38
1.11	<i>Schéma général du procédé de séparation dans une installation pétrolière [Arnold2008].</i> . . . . .	40
1.12	<i>Ballons horizontaux simples.</i> . . . . .	42
1.13	<i>Ballons verticaux.</i> . . . . .	43
1.14	<i>Comparaison de la production avec et sans séparation sous-marine ([Grieb2008]).</i> . . . . .	44
1.15	<i>Principaux concurrents compacts du GLCC.</i> . . . . .	45
1.16	<i>Variation de la viscosité du brut en fonction de la température et le taux de cisaillement.</i> . . . . .	49
2.1	<i>Géométrie de base du GLCC.</i> . . . . .	52
2.2	<i>Profil approximatif de la vitesse axiale du liquide dans le bas du GLCC ([Marti1996]).</i> . . . . .	53
2.3	<i>Comparaison de taille entre le GLCC et les ballons classiques ([Gomez1998a]).</i> . . . . .	54
2.4	<i>GLCC utilisé en tant que pré-séparateur [Gomez1999a].</i> . . . . .	54
2.5	<i>Des GLCCs opérationnels sur le terrain.</i> . . . . .	56
2.6	<i>Principaux régimes d'écoulement gaz-liquide en conduite horizontale.</i> . . . . .	58
2.7	<i>Cartes d'écoulement gaz-liquide en conduite horizontale.</i> . . . . .	59
2.8	<i>Principaux régimes d'écoulements ascendants dans une conduite verticale.</i> . . . . .	60
2.9	<i>La célèbre carte de Hewitt et Roberts [Hewitt1969].</i> . . . . .	60
2.10	<i>Cartes d'écoulement en fonction de l'inclinaison de la conduite [Petalas1998].</i> . . . . .	61
2.11	<i>Limite d'engorgement en fonction de l'inclinaison <math>\theta</math> de la conduite (section rectangulaire de 100*10mm) pour un système eau-air [Zapke2000].</i> . . . . .	63
2.12	<i>Limites de déclenchement du LCO mesurées par [Kouba1995b].</i> . . . . .	64
2.13	<i>Schématisation du LCO [Movafaghian1997].</i> . . . . .	68
2.14	<i>Influence du diamètre et de la pression de travail sur la limite du LCO [Arpandi1995].</i> . . . . .	68
2.15	<i>Limites de LCO pour différentes position du vortex [Wang2000].</i> . . . . .	69
2.16	<i>Influence de la conduite d'entrée sur le LCO [Movafaghian2000].</i> . . . . .	70
2.17	<i>Effet de la viscosité sur la limite du LCO [Movafaghian2000].</i> . . . . .	70
2.18	<i>Résultats expérimentaux sur le GCU [Gomez2001].</i> . . . . .	71

2.19	<i>Description de l'hydrodynamique dans le bas du GLCC (figures adaptées de [Gomez2001]).</i>	72
2.20	<i>Trajectoire d'une bulle de 500 <math>\mu\text{m}</math> calculée avec le modèle de TUSTP [Kouba1995b].</i>	74
2.21	<i>Mécanismes d'arrachement de gouttes depuis un film liquide [Ishii1975a].</i>	75
2.22	<i>Le plus gros GLCC du monde, Indonésie [Gomez1999a].</i>	76
2.23	<i>Schématisation d'un GLCC muni d'une entrée spiralée [Di Matteo2003].</i>	77
2.24	<i>Schématisation du SD [Reinoso2002].</i>	77
2.25	<i>Extracteur annulaire de liquide monté sur un GLCC.</i>	78
2.26	<i>Limite du LCO avec sans l'utilisation d'un AFE [Molina2003].</i>	78
2.27	<i>Système de distribution du mélange issus de différents puits [Bustamante2003].</i>	79
2.28	<i>Effet du "Watercut" sur le déclenchement du LCO [Kolla2007].</i>	80
2.29	<i>Le GLLCC [Oropeza-Vazquez2001].</i>	80
2.30	<i>Effet du surfactant sur le seuil d'initiation du LCO [Movafaghian2000].</i>	81
3.1	<i>Différentes hydrodynamiques possibles des écoulements en swirl.</i>	84
3.2	<i>Profil typique de la vitesse tangentielle moyenne.</i>	85
3.3	<i>Profils possibles de la vitesse axiale moyenne dans le GLCC.</i>	86
3.4	<i>Dimensions et géométrie du pilote utilisé dans [Erdal2001a].</i>	89
3.5	<i>Quelques résultats expérimentaux de LDV tirés de [Erdal2001a].</i>	91
3.6	<i>Panne de tourbillon en bulle (en haut) et en spirale (en bas) sur une maquette d'aile d'avion. Le fluide utilisé est l'eau avec une vitesse débitante de 5,1 cm/s. La visualisation est faite par injection de colorant ([Lambourne1961] cité par [Alekseenko2007]).</i>	92
3.7	<i>Comparaison des contours de vitesse axiale expérimental et numériques [Erdal2001b].</i>	94
3.8	<i>Simulations de l'interface principale dans des écoulements swirlés par des méthodes à n-fluides.</i>	97
4.1	<i>Topologie du maillage de "type 1" au voisinage de l'intersection entre la conduite d'entrée et le cyclone.</i>	102
4.2	<i>Vitesses axiales prédites à 90 cm au-dessous de l'entrée en utilisant divers modèles RANS, cas 4 [Hreiz2011].</i>	104
4.3	<i>Vitesses tangentielles moyennes prédites, comparées aux résultats expérimentaux [Hreiz2011].</i>	106
4.4	<i>Vitesses axiales moyennes prédites, comparées aux résultats expérimentaux [Hreiz2011].</i>	107
4.5	<i>Comparaison entre les contours de vitesse axiale moyenne numériques et expérimentaux.</i>	108
4.6	<i>Comparaison entre les profils d'énergie cinétique turbulente numériques et expérimentaux, cas 4 [Hreiz2011].</i>	109
4.7	<i>Vitesses tangentielles moyennes prédites, comparées aux résultats expérimentaux pour le cas 6 [Hreiz2011].</i>	110
4.8	<i>Vitesses axiales moyennes prédites, comparées aux résultats expérimentaux pour le cas 6 [Hreiz2011].</i>	111
4.9	<i>Contours de vitesse axiale, cas 6 : a) Contour expérimental [Erdal2001a], b) Contour numérique obtenu avec le modèle Realizable [Hreiz2011], c) Contour numérique obtenu par LES [Hreiz2011].</i>	111
4.10	<i>Comparaisons des contours de vitesse axiale moyenne expérimental et numérique (dans le plan de mesure LDV), cas 5 : a) contour expérimental [Erdal2001a], b) contour numérique obtenu par LES [Hreiz2011].</i>	112
4.11	<i>Contours simulés (k-<math>\epsilon</math> Realizable) de la composante de vitesse suivant l'axe y : a) cas 11, b) cas 4, c) cas 1 [Hreiz2011].</i>	113
4.12	<i>Contour obtenu par LES, de la composante de vitesse selon y pour le cas 6 [Hreiz2011].</i>	114

4.13	<i>PVC , section située à 90 cm au-dessous de l'entrée, cas 4, révélée par la LES (avec WALE comme modèle de sous-maille). Le pas de temps entre les images consécutives est de 0,3 s. Les nombres indiquent les positions successives du centre du vortex [Hreiz2011]. . . . .</i>	115
4.14	<i>Évolution de <math>Sn_2</math> dans la direction axiale, pour les cas employant une entrée unique. Les résultats sont comparés à l'évolution prédite par l'utilisation de l'équation 3.4 [Hreiz2011]. . . . .</i>	116
4.15	<i>Comparaison des profils de vitesse tangentielle moyenne obtenus avec les différentes entrées [Hreiz2011]. . . . .</i>	117
4.16	<i>Comparaison des profils de vitesse axiale moyenne obtenus avec les différentes entrées [Hreiz2011]. . . . .</i>	118
5.1	<i>Schématisation du circuit expérimental. . . . .</i>	122
5.2	<i>Dimensions du GLCC en mm (n'est pas à l'échelle). . . . .</i>	122
5.3	<i>Photo du pilote expérimental. . . . .</i>	123
5.4	<i>Carte des régimes d'écoulement dans l'entrée du GLCC. . . . .</i>	124
5.5	<i>Régime stratifié lisse, <math>Q_l = 3,24 m^3/h</math> (<math>V_{s,e,l} = 0,32 m/s</math>), <math>\dot{m}_g = 0 kg/h</math>. . . . .</i>	125
5.6	<i>Régime stratifié rugueux, avec présence simultanée de bulles et de gouttelettes, <math>Q_l = 5,04 m^3/h</math> (<math>V_{s,e,l} = 0,498 m/s</math>), <math>\dot{m}_g = 108 kg/h</math> (<math>V_{s,e,g} = 8,9 m/s</math>). . . . .</i>	126
5.7	<i>Régime annulaire. . . . .</i>	126
5.8	<i>Régime à bouchons. . . . .</i>	127
5.9	<i>Binarisation des photos à l'aide de ImageJ. . . . .</i>	129
5.10	<i>La rétention en eau en fonction du débit d'air pour différents débits d'eau. . . . .</i>	129
5.11	<i>Profils du taux de présence de l'eau dans la conduite. . . . .</i>	130
5.12	<i>Rétention globale en eau en fonction du débit de liquide (les différents débits d'air peuvent être trouvés sur la Figure 5.10). . . . .</i>	130
5.13	<i>Vitesse interstitielle moyenne de l'eau en fonction du débit de liquide (les différents débits d'air peuvent être trouvés sur la Figure 5.10). . . . .</i>	131
5.14	<i>Limites de déclenchement des différents régimes de LCO dans le GLCC. . . . .</i>	132
5.15	<i>Débit d'eau transporté par LCO. La frontière en noir correspond au seuil d'initiation du LCO. . . . .</i>	132
5.16	<i>Les différents régimes de LCO identifiés. . . . .</i>	133
5.17	<i>Film liquide tourbillonnant au-dessus de la buse d'entrée, lors d'un fonctionnement normal (sans LCO) du GLCC. . . . .</i>	133
5.18	<i>Courbe de LCO et limites des régimes stratifié lisse et à bouchons dans l'entrée du GLCC. . . . .</i>	135
5.19	<i>Limite du LCO avec/sans empêchement du court-circuitage des rubans. . . . .</i>	138
5.20	<i>Influence de la hauteur du GLCC sur le déclenchement du LCO. . . . .</i>	139
5.21	<i>Comparaison de la limite de LCO avec celle du GLCC utilisé par [Wang2000]. . . . .</i>	140
5.22	<i>Différents régimes d'écoulement dans la partie basse du GLCC. . . . .</i>	142
5.23	<i>Différents régimes d'écoulement dans la partie inférieure du GLCC, la couronne du vortex étant maintenue à <math>x=20</math> cm. . . . .</i>	143
5.24	<i>Oscillation du "nez" d'un vortex fort. <math>Q_l = 9,06 m^3/h</math> (<math>V_{s,c,l} = 0,618 m/s</math>), <math>\dot{m}_g = 10 kg/h</math> (<math>V_{s,c,l} = 0,568 m/s</math>). Le niveau du vortex se situe vers <math>x=20</math>cm. Le centre du bouchon dans l'arrière plan se situe à <math>x=100</math> cm environ. L'éclairage est fait à l'aide d'une lampe de chevet. L'intervalle de temps entre les photos consécutives est de 20 ms. . . . .</i>	143
5.25	<i>Régimes d'écoulement dans la partie inférieure du GLCC lorsque le niveau du vortex est baissé. . . . .</i>	144

5.26	<i>Laminarisation du filament de bulles, <math>Q_l = 6,04 \text{ m}^3/\text{h}</math> (<math>V_{s,c,l} = 0,412 \text{ m/s}</math>), <math>\dot{m}_g = 55 \text{ kg/h}</math> (<math>V_{s,c,l} = 3,13 \text{ m/s}</math>). Le niveau du vortex se situe vers <math>x=20\text{cm}</math>. Le centre du bouchon dans l'arrière plan se situe à <math>x=100 \text{ cm}</math> environ. L'éclairage est fait à l'aide d'une lampe de chevet. L'intervalle de temps entre les photos consécutives est de 8 ms. . . . .</i>	145
5.27	<i>Laminarisation du filament de bulles, <math>Q_l = 9,06 \text{ m}^3/\text{h}</math> (<math>V_{s,c,l} = 0,618 \text{ m/s}</math>), <math>\dot{m}_g = 10 \text{ kg/h}</math> (<math>V_{s,c,l} = 0,568 \text{ m/s}</math>). Le niveau du vortex se situe vers <math>x=20\text{cm}</math>. Le centre du bouchon dans l'arrière plan se situe à <math>x=100 \text{ cm}</math> environ. L'éclairage est fait à l'aide d'une lampe de chevet. L'intervalle de temps entre les photos consécutives est de 16 ms. . . . .</i>	146
5.28	<i>Bouffée turbulente de type panne de tourbillon, traversant le filament déjà montré sur la Figure 5.26. Le pas de temps entre les photos consécutives est de 40 ms. . . . .</i>	146
5.29	<i>Degré de GCU en fonction des débits d'entrée pour un niveau du vortex maintenu vers <math>x=45 \text{ cm}</math>. . . . .</i>	147
5.30	<i>Limite de déclenchement du LCO, lorsque le liquide est une solution 3,6 fois plus visqueuse que l'eau. . . . .</i>	149
5.31	<i>Caractérisation de la mousse générée dans nos expériences. . . . .</i>	150
5.32	<i>Limite du LCO lorsque le GLCC opère avec le fluide moussant. . . . .</i>	151
5.33	<i>LCO dans le GLCC opérant avec du mélange eau-tensioactifs. . . . .</i>	152
5.34	<i>Limites du LCO correspondant à l'utilisation des différentes buses d'entrée. . . . .</i>	153
5.35	<i>Débit d'eau transporté par LCO lorsque l'entrée ne comprend pas de buse. Les frontières en noir correspondent respectivement au seuil d'initiation du LCO, et à la limite des débits étudiés. . . . .</i>	154
6.1	<i>Particules d'Iridine I153 observées à l'aide d'un Microscope Électronique à Balayage.</i>	162
6.2	<i>Prises de photos et taux de présence du vortex et du filament, pour le cas expérimental numéro 1. . . . .</i>	164
6.3	<i>Traitement des photos à l'aide de ImageJ et de Matlab. . . . .</i>	165
6.4	<i>Variation du taux moyen de présence de l'air dans la section, en fonction de la distance axiale, pour le cas expérimental numéro 1. . . . .</i>	166
6.5	<i>Distribution des vitesses tangentielles trouvée par la LDV : la distribution à gauche correspond aux vitesses réelles, tandis que la distribution à droite correspond aux différentes réflexions. . . . .</i>	167
6.6	<i>Contours de la vitesse axiale moyenne des bulles : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4. . . . .</i>	169
6.7	<i>Contours de la vitesse axiale moyenne du liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4. . . . .</i>	170
6.8	<i>Profils de vitesse axiale moyenne du liquide pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=600 \text{ mm}</math>. . . . .</i>	171
6.9	<i>Contours de <math>u^{rms}</math> du liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4. . . . .</i>	173
6.10	<i>Profils de <math>u^{rms}</math> du liquide pour les différents cas expérimentaux, à <math>x = 600\text{mm}</math>. . . . .</i>	174
6.11	<i>Contours de la fiabilité des mesures axiales concernant la phase liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4. . . . .</i>	175
6.12	<i>Contours du taux d'acquisition lorsque l'écoulement n'est pasensemencé par des particules d'Iridine : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4. . . . .</i>	176
6.13	<i>Contours du taux d'acquisition lorsque l'écoulement estensemencé par des particules d'Iridine : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4. . . . .</i>	177

6.14	<i>Contours de la vitesse tangentielle moyenne des bulles : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.</i>	178
6.15	<i>Contours de la vitesse tangentielle moyenne du liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.</i>	179
6.16	<i>Profils de vitesse tangentielle moyenne du liquide pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=600</math> mm.</i>	180
6.17	<i>Contours de <math>w^{rms}</math> du liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.</i>	181
6.18	<i>Profils de <math>w^{rms}</math> du liquide pour les différents cas expérimentaux, à <math>x = 600</math>mm.</i>	182
6.19	<i>Contours de la fiabilité des mesures tangentielles concernant la phase liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.</i>	183
6.20	<i>Contours du taux d'acquisition en présence d'ensemencement : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.</i>	184
6.21	<i>Contours de l'énergie cinétique turbulente du liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.</i>	185
6.22	<i>Profils de l'énergie cinétique turbulente du liquide pour les différents cas expérimentaux, à <math>x = 600</math>mm.</i>	186
6.23	<i>Rétention moyenne en eau dans la partie inférieure du GLCC, obtenue à l'aide des simulations Euler-Euler du cas expérimental 1.</i>	188
7.1	<i>Géométrie classique vs géométrie proposée pour la buse d'entrée.</i>	195
A.1	<i>Réservoir pétro-gazier piégé dans une structure anticlinale.</i>	200
A.2	<i>La porte de l'enfer, la nuit.</i>	201
A.3	<i>Le risque majeur : la marée noire.</i>	205
A.4	<i>A propos des sables bitumineux...</i>	206
A.5	<i>Une eau de robinet qui s'enflamme ! (Photos extraites du documentaire Gasland)</i>	215
A.6	<i>Diagramme de phases typique du gaz naturel (image tirée de [Mokhatab2007]).</i>	219
A.7	<i>Taux de récupération atteints suite à l'utilisation de différentes méthodes de récupération assistée (image tirée de [Total2009]).</i>	225
A.8	<i>Cycle de vie d'un puits de gaz mis en production (image tirée de [Lea2008]).</i>	226
A.9	<i>Évolution temporelle des volumes d'eau et d'huile extraits d'un champ pétrolier Canadien, le "RedwaterField" (image tirée de [Piers2005]).</i>	228
A.10	<i>Schéma simplifié du fractionnement du pétrole.</i>	231
B.1	<i>Ballons horizontaux simples.</i>	235
B.2	<i>Ballons verticaux.</i>	236
B.3	<i>Vue 3D d'un ballon horizontal avec de différentes pièces qu'il peut contenir [Arnold2008].</i>	236
B.4	<i>Schoepentoeter [HAT2011].</i>	237
B.5	<i>Défecteur simple [Arnold2008].</i>	237
B.6	<i>Différents mécanismes de capture des brouillards (image tirée de [Lavigne2007]).</i>	238
B.7	<i>Exemple type d'un séparateur à chicanes [Arnold2008].</i>	239
B.8	<i>Tricots dévésiculeurs [Arnold2008].</i>	239
B.9	<i>Amortisseurs de vagues [HAT2011].</i>	240
B.10	<i>Système d'évacuation du sable dans un séparateur horizontal [HAT2011].</i>	241
B.11	<i>Autres séparateurs gaz-liquide utilisés dans l'industrie pétrolière.</i>	243
C.1	<i>Influence de l'ajout de méthanol sur l'enveloppe de formation des hydrates de méthane ([Bratland2010]).</i>	248

C.2	<i>Encrassement dans les conduites (Photos tirées de [Bakerhughes2011]) . . . . .</i>	250
C.3	<i>Enveloppes de dépôts solides rencontrés dans l'industrie pétrolière ([Willmon2005]).</i>	251
C.4	<i>Formation d'un bouchon dû au terrain [Bratland2010]. . . . .</i>	253
C.5	<i>Débit de liquide en sortie du riser sous un régime de bouchons sévères ([Mokhatab2007]).</i>	253
C.6	<i>Degré de maturité de différentes technologies de "Flow assurance" ([Scott2004]). . .</i>	255
D.1	<i>Profils de vitesse axiale moyenne pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=550</math> mm.</i>	258
D.2	<i>Profils de vitesse axiale moyenne pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=600</math> mm.</i>	258
D.3	<i>Profils de vitesse axiale moyenne pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=650</math> mm.</i>	259
D.4	<i>Profils de vitesse axiale moyenne pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=700</math> mm.</i>	259
D.5	<i>Profils de vitesse axiale moyenne pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=750</math> mm.</i>	260
D.6	<i>Profils de vitesse axiale moyenne pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=800</math> mm.</i>	260
D.7	<i>Profils de <math>u^{rms}</math> pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=550</math> mm. . . . .</i>	261
D.8	<i>Profils de <math>u^{rms}</math> pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=600</math> mm. . . . .</i>	262
D.9	<i>Profils de <math>u^{rms}</math> pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=650</math> mm. . . . .</i>	262
D.10	<i>Profils de <math>u^{rms}</math> pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=700</math> mm. . . . .</i>	263
D.11	<i>Profils de <math>u^{rms}</math> pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=750</math> mm. . . . .</i>	263
D.12	<i>Profils de <math>u^{rms}</math> pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=800</math> mm. . . . .</i>	264
D.13	<i>Profils de la vitesse tangentielle moyenne pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=550</math> mm. . . . .</i>	265
D.14	<i>Profils de la vitesse tangentielle moyenne pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=600</math> mm. . . . .</i>	265
D.15	<i>Profils de la vitesse tangentielle moyenne pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=650</math> mm. . . . .</i>	266
D.16	<i>Profils de la vitesse tangentielle moyenne pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=700</math> mm. . . . .</i>	266
D.17	<i>Profils de la vitesse tangentielle moyenne pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=750</math> mm. . . . .</i>	267
D.18	<i>Profils de la vitesse tangentielle moyenne pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=800</math> mm. . . . .</i>	267
D.19	<i>Profils de <math>w^{rms}</math> pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=550</math> mm. . . . .</i>	268
D.20	<i>Profils de <math>w^{rms}</math> pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=600</math> mm. . . . .</i>	268
D.21	<i>Profils de <math>w^{rms}</math> pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=650</math> mm. . . . .</i>	269
D.22	<i>Profils de <math>w^{rms}</math> pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=700</math> mm. . . . .</i>	269
D.23	<i>Profils de <math>w^{rms}</math> pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=750</math> mm. . . . .</i>	270
D.24	<i>Profils de <math>w^{rms}</math> pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=800</math> mm. . . . .</i>	270
D.25	<i>Profils de l'énergie cinétique turbulente pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=550</math> mm. . . . .</i>	271
D.26	<i>Profils de l'énergie cinétique turbulente pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=600</math> mm. . . . .</i>	272
D.27	<i>Profils de l'énergie cinétique turbulente pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=650</math> mm. . . . .</i>	272
D.28	<i>Profils de l'énergie cinétique turbulente pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=700</math> mm. . . . .</i>	273
D.29	<i>Profils de l'énergie cinétique turbulente pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=750</math> mm. . . . .</i>	273
D.30	<i>Profils de l'énergie cinétique turbulente pour les différents cas expérimentaux, à <math>x=800</math> mm. . . . .</i>	274

# Liste des tableaux

1.1	<i>Débit récupéré sous phase liquide et puissance requise aux compresseurs en fonction du nombre d'étages dans le train de séparation ([Arnold2008]). . . . .</i>	41
2.1	<i>Dimensions en cm et caractéristiques des différents pilotes utilisés. . . . .</i>	67
3.1	<i>Paramètres des différentes expériences réalisées dans [Erdal2001a]. . . . .</i>	90
5.1	<i>Dimensions des séparateurs classiques de performances similaires au GLCC pour <math>Q_l = 7,05 \text{ m}^3/\text{h}</math> , <math>\dot{m}_g = 80 \text{ kg/h}</math> [Jestin2011]. . . . .</i>	148
6.1	<i>Paramètres des différentes expériences prévues. . . . .</i>	160
A.1	<i>Composition type d'un gaz naturel sec [Mokhatab2006]. . . . .</i>	218

# Nomenclature

$C_D$	Coefficient de traînée
$d_e$	Diamètre de la conduite d'entrée du GLCC ( $m$ )
$d_g$	Diamètre de la jambe de sortie supérieure du GLCC ( $m$ )
$d_l$	Diamètre de la jambe de sortie inférieure du GLCC ( $m$ )
$D$	Diamètre du corps du GLCC ( $m$ )
$\overline{D}$	Partie symétrique du tenseur gradient des vitesses
$g$	Accélération de la pesanteur ( $m s^{-2}$ )
$G$	Flux massique superficiel ( $kg m^{-2} s^{-1}$ )
$h_{ég}$	Hauteur du vortex liquide calculée à l'aide de l'Équation 2.1
$H_g$	Hauteur de la partie supérieure du GLCC ( $m$ )
$H_l$	Hauteur de la partie inférieure du GLCC ( $m$ )
$H_s$	Hauteur du point de recombinaison des sorties du GLCC ( $m$ )
$k$	Énergie cinétique turbulente massique ( $m^2 s^{-2}$ )
$K_{SB}$	Constante de Souders-Brown ( $m s^{-1}$ )
$l$	Longueur de la buse d'entrée du GLCC ( $m$ )
$L_s$	Longueur des jambes de sortie du GLCC ( $m$ )
$M$	Masse molaire ( $g mol^{-1}$ )
$\dot{m}$	Débit massique ( $kg h^{-1}$ )
$n$	Nombre de moles ( $mol$ )
$p$	Pression ( $Pa$ )
$Q$ sans indice	Second invariant du tenseur gradient des vitesses
$Q$ avec indice	Débit volumique ( $m^3 h^{-1}$ )
$r$	Position radiale en coordonnées cylindriques ( $m$ )
$R$ sans indice	Rayon du corps du GLCC ( $m$ )
$R_{cap}$	Rayon de capture ( $m$ )
$R_{gp}$	Constante universelle des gaz parfaits ( $8,314 472 J mol^{-1} K^{-1}$ )
$Sn$	"Swirl number"
$t$	Temps ( $s$ )
$T$	Température ( $K$ )
$u$	Vitesse dans la direction x ( $m s^{-1}$ )
$U$ sans l'indice av	Vitesse moyenne dans la direction x ( $m s^{-1}$ )
$U_{av}$	Vitesse débitante rapportée à la section du GLCC ( $m s^{-1}$ )
$v$	Vitesse dans la direction y ( $m s^{-1}$ )
$\vec{v}$	Vecteur vitesse
$V$ sans indice	Vitesse moyenne dans la direction y ( $m s^{-1}$ )
$V_{Gaz}$	Volume du gaz ( $m^3$ )
$V$ avec un indice autre que Gaz	Vitesse ( $m s^{-1}$ )



$w$	Vitesse dans la direction $z$ ( $m s^{-1}$ )
$W$ sans l'indice $t$	Vitesse azimutale moyenne ( $m s^{-1}$ )
$y^+$	Ordonnée adimensionnelle dans le système des "coordonnées de la paroi"
$y_i$	Fraction molaire du composant $i$
$z$	Coordonnée spatiale en repère cartésien ( $m$ )

## Symboles grecs

$\alpha$	Taux de présence d'une phase
$\beta$	Coefficient d'atténuation de l'intensité tourbillonnaire utilisé par [Steenbergen1998]
$\gamma$	Tension superficielle ( $N m^{-1}$ )
$\theta$	Position angulaire en coordonnées cylindriques ( $rad$ )
$\vartheta$	Facteur de compressibilité d'un gaz
$\lambda$ sans indice	Constante employée dans le modèle de [Baker1954]
$\lambda_f$	Coefficient de perte de charge dans les écoulements parallèles en conduite
$\mu$	Viscosité dynamique ( $Pa s$ )
$\rho$	Masse volumique ( $kg m^{-3}$ )
$\psi$	Constante employée dans le modèle de [Baker1954]
$\omega$	Vitesse angulaire ( $rad s^{-1}$ )
$\vec{\omega}$	Partie antisymétrique du tenseur gradient des vitesses

## Indices et exposants

$c$	Rapportée à la section du GLCC (associé à une vitesse)
$e$	Rapportée à la section de l'entrée (associé à une vitesse)
$g, G$	Gaz
$l, L$	Liquide
$rms$	Fonction quadratique moyenne
$s$	Superficielle (associé à une vitesse)
$t$	Terminale (associé à une vitesse)
'	Composante fluctuante

## Autres symboles et opérateurs

$\vec{\nabla}$	Gradient d'un champ scalaire
$\vec{\nabla}$	Gradient d'un champ vectoriel
$\ \vec{a}\ $	Module du tenseur $\vec{a}$
$\Delta$	Laplacien d'un champ scalaire
$\vec{\Delta}$	Laplacien d'un champ vectoriel
$\cdot$	Produit contracté
$:$	Produit doublement contracté
$\sum$	Sommation
$\partial$	Dérivée partielle
$d$	Dérivée exacte ou particulière
$div$	Divergence d'un champ vectoriel
$\bar{v}$	Moyenne temporelle de $v$

## Principales abréviations

<i>GCU</i>	Gas Carry Under
<i>GLCC</i>	Gas-Liquid Cylindrical Cyclone
<i>LCO</i>	Liquid Carry Over

# Introduction

Le présent manuscrit constitue une étude du séparateur cyclonique GLCC<sup>© 1</sup>, un séparateur gaz-liquide à destination de l'industrie pétrolière. Jusqu'à nos jours, les mélanges gaz-liquide extraits des puits sont le plus souvent séparés dans des ballons dévésiculeurs classiques, où la ségrégation des phases se fait sous l'action du champ gravitaire. L'avantage de ces ballons est que leur technologie a atteint un degré de maturité suffisant ; ils ont prouvé leur robustesse sur le terrain pendant plusieurs décennies d'utilisation, et leur dimensionnement est très bien maîtrisé.

Par contre, comme tous les séparateurs gravitaires, ils ont le défaut d'être encombrants et lourds. Aussi, leur prix ainsi que leurs coûts opérationnels sont importants. Ces raisons économiques ont poussé l'industrie pétrolière à chercher des alternatives moins chères. En parallèle, l'augmentation du nombre des exploitations offshore pousse dans le même sens. Sur la plateforme, la place est comptée ; les séparateurs compacts sont donc très souhaitables.

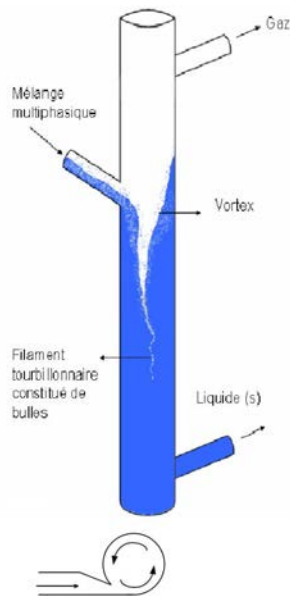


FIGURE 1 – *Vue tridimensionnelle et vue de dessus du GLCC.*

les ballons classiques. En plus, sa construction est simple et économique. Il ne comporte ni pièces mobiles, ni unités pouvant être sujettes à l'encrassement ou au colmatage, ce qui minimise les risques de panne. Les arrêts de production peuvent donc être moins fréquents, les coûts d'intervention et de maintenance sont réduits. A savoir que ces coûts peuvent être très importants si on

Ces motivations ont abouti à l'invention de nombreux séparateurs "nouvelle génération", dont le GLCC, initialement développé par l'équipe TUSTP<sup>2</sup> de l'Université de Tulsa (Oklahoma, États-Unis) et Chevron. Le GLCC est une conduite cylindrique verticale constituant le corps du séparateur, munie d'une entrée tangentielle inclinée et située à mi-hauteur environ, et de deux jambes de sortie respectives en haut et en bas (Fig.1). Du fait de l'alimentation tangentielle, une vitesse azimutale est donnée à l'écoulement multiphasique. Un tourbillon est créé dans le séparateur, d'où un effet de centrifugation qui s'ajoute à l'effet gravitaire, augmentant l'efficacité de la séparation. Le liquide est poussé vers le bas par la gravité, et vers les parois par le champ centrifuge, et est récupéré par le bas, tandis que le gaz est recueilli par la sortie du haut, ceci tant que les débits d'entrée se situent dans la plage tolérée par le système.

Cette efficacité accrue grâce à la force centrifuge fait que le GLCC est plus compact que

1. Pour "Gas-Liquid Cylindrical Cyclone", Copyright, The University of Tulsa, 1994.

2. Pour "Tulsa University Separation Technology Projects"

travaille dans un environnement arctique ou s'il s'agit d'intervenir à des kilomètres en profondeur sous la mer.

Malgré ses atouts, le GLCC n'a toujours pas connu l'expansion méritée. En effet, il n'est pas encore arrivé à gagner la confiance des industriels, son dimensionnement très empirique ne constituant pas une base solide et fiable. Cet empirisme n'est que la conséquence des lacunes dans la compréhension des phénomènes de transport complexes dont il est le siège.

Le premier volet de ce travail sera expérimental. On tentera de mieux comprendre les phénomènes hydrodynamiques qui régissent le fonctionnement du séparateur, et d'acquérir des mesures précises et locales, ceci en faisant varier la géométrie du dispositif, ou les propriétés des fluides. En fait, la littérature ne comprend que de rares données sur les phénomènes locaux dans le séparateur. La plupart des données disponibles ne concernent que l'évaluation globale de ses capacités de séparation. Les résultats devraient nous permettre de mieux comprendre le fonctionnement du GLCC et de cerner ses limites, ainsi que de mettre à portée des autres chercheurs des données auxquelles ils pourraient comparer les résultats de leurs modèles théoriques.

Les écoulements en question étant turbulents, polyphasiques et tourbillonnaires, la gamme des échelles interfaciales mises en jeu variant dans une plage très large, il est difficile d'élaborer un modèle algébrique théorique qui pourrait tenir compte des divers aspects de l'écoulement. Un modèle simple ne pourrait correctement faire le lien entre les mécanismes locaux et le comportement global du séparateur. Une alternative beaucoup plus intéressante que les modèles algébriques est la CFD<sup>3</sup>, ou mécanique des fluides numérique. Les progrès dans le domaine de l'informatique et des moyens de calcul ont fait que la CFD peut aujourd'hui être utilisée pour décrire des écoulements très complexes, ceci avec des temps de calcul raisonnables. La CFD pourrait donc être le maillon nécessaire pour le transfert d'informations depuis l'échelle locale jusqu'à l'échelle globale, ainsi qu'entre l'échelle du pilote et l'échelle du prototype. Le second volet de ce travail sera donc d'examiner les potentiels et les limites des différents modèles numériques dans la prédiction des écoulements dans les GLCC. Toutefois, on sait d'avance qu'à l'heure actuelle, et dans le domaine du polyphasique, la CFD elle-même connaît rapidement ses limites. Une bonne partie des mécanismes d'échanges et de transports interfaciaux sont toujours hors de notre portée, ceci par manque de compréhension ou par manque de moyens de mesure adéquats. Il n'empêche que la CFD reste sans doute la solution la plus prometteuse pour l'avenir.

Le premier chapitre de ce manuscrit se penche d'abord sur le contexte dans lequel se situe notre problématique, et qui est en gros la séparation mécanique dans le cadre de l'industrie pétrolière. Nous discutons des propriétés des fluides et mélanges issus des puits pétroliers, ainsi que des séparateurs les plus utilisés dans le domaine. Pour optimiser un séparateur, il est impératif de connaître d'abord le contexte dans lequel se déroule le procédé, ainsi que les méthodes concurrentes, en particulier si l'on compte les dépasser. Cet exposé est nécessaire pour comprendre l'énorme impact qui résulterait de l'utilisation du GLCC, à condition bien sûr que l'on sache correctement le dimensionner.

Ensuite, dans le second chapitre, nous exposons les différents travaux et résultats expérimentaux concernant le GLCC et les écoulements qu'il engendre. La majorité de ces travaux a été réalisée par l'équipe TUSTP de l'Université de Tulsa. Nous abordons le modèle théorique développé par cette équipe, mais sans trop s'attarder sur ses détails et les nombreuses corrélations qu'il emploie. En effet, comme on va le démontrer dans la seconde partie de ce manuscrit, ce modèle comprend énormément de failles et ne tient pas réellement compte de l'hydrodynamique du système. Il est sans doute incapable de prédire correctement le comportement du GLCC à l'échelle du prototype.

Dans le troisième chapitre, nous discutons de l'hydrodynamique des écoulements tourbillonnaires en conduite, écoulements de base dans le GLCC. Une compréhension fine de ces écoulements

---

3. Pour "Computational Fluid Dynamics" en Anglais.

est nécessaire pour comprendre le fonctionnement du GLCC. Nous nous penchons également sur la modélisation numérique de ces écoulements, qui restent un défi pour la CFD.

Ensuite nous exposons notre apport dans le domaine. Dans le quatrième chapitre, nous nous penchons sur la simulation CFD des écoulements tourbillonnaires monophasiques en conduite. Nous comparons nos résultats numériques à des résultats expérimentaux disponibles dans la littérature. Cette étude permet de déterminer les potentiels et limites des différents modèles de turbulence ainsi que des différentes approches de simulation. Elle constitue une base pour les travaux qui se pencheront sur la simulation des écoulements diphasiques dans le GLCC. Cette étude nous permet aussi de comprendre divers aspects de l'hydrodynamique des écoulements tourbillonnaires. Ces différents phénomènes n'avaient pas été étudiés expérimentalement et étaient mal compris jusque là.

Dans le cinquième chapitre, nous présentons une étude expérimentale qui concerne les performances globales du GLCC. Nous avons étudié l'influence de la géométrie du GLCC sur son efficacité de séparation. Les résultats obtenus permettent une meilleure compréhension du comportement du séparateur, et démontrent que le modèle théorique de TUSTP ne parvient pas à tenir compte de différents phénomènes observés.

Dans le sixième chapitre, nous présentons des mesures locales de vitesses tangentielles et axiales dans la partie basse du GLCC. Les mesures sont réalisées à l'aide d'une LDV<sup>4</sup>. Ces résultats montrent que la séparation des bulles dans le GLCC ne s'opère pas de la manière dont on le pensait. Ils permettent également d'expliquer un phénomène relatif aux écoulements tourbillonnaires, à savoir la double inversion de l'écoulement axial, phénomène observé depuis les années 60 et dont les causes étaient toujours non élucidées. Nous nous penchons ensuite sur la simulation des écoulements diphasiques dans le GLCC. Notre étude montre qu'à l'heure actuelle, les connaissances en matière de CFD ne permettent pas de prédire convenablement l'hydrodynamique des écoulements tourbillonnaires dans les GLCCs.

---

4. Pour "Laser Doppler Velocimetry".



Première partie

Contexte et étude bibliographique





# Chapitre 1

## Introduction générale

Dans ce chapitre, nous allons commencer par un exposé rapide sur les vortex localisés<sup>1</sup>. Nous aborderons ensuite le thème de la séparation mécanique, en insistant sur le potentiel des séparateurs centrifuges. Finalement, on se penchera sur le sujet de la séparation des phases hétérogènes dans l'industrie pétrolière. En effet, les mélanges issus des puits pétroliers comprennent plusieurs phases qu'il faut séparer avant d'envoyer les hydrocarbures vers l'industrie en aval. C'est ici que le GLCC est censé intervenir. Nous discuterons brièvement des différents concurrents du GLCC, en insistant sur l'impact important qui résulterait de l'utilisation de ce dernier, à condition que l'on sache correctement le dimensionner.

### 1.1 Les vortex

#### 1.1.1 La perception de l'Homme

L'Homme, et depuis la Préhistoire semble-t-il, a été fasciné par les mouvements tourbillonnaires. Ces phénomènes, tels que les tourbillons de poussière ou les tourbillons de vidange, qui suscitent aujourd'hui notre simple curiosité, ont eu des significations bien plus profondes pour nos ancêtres. Pourquoi les tourbillons retiennent-ils notre attention ? Sont-ce les forces surnaturelles qui semblent être derrière ces mouvements rapides (les Arabes par exemple attribuaient les tourbillons de poussière aux djinns) ? Ou ces enroulements en spirale qui tournent en se dirigeant vers l'infini ? Ce qui est sûr, c'est que la spirale en elle-même est attirante (n'est-ce pour cela qu'elle est réputée faciliter l'hypnose, et qu'elle est l'un des symboles préférés des gourous ?). C'est pour cette raison que le motif a été retrouvé presque partout dans le monde et chez les différentes civilisations. Les gravures du site de Newgrange en Irlande (Fig.1.1) témoignent de son utilisation depuis la Préhistoire même. Ainsi, les tourbillons, ces spirales dynamiques, se sont trouvées une place dans les croyances et mythes de nombreux peuples.



FIGURE 1.1 – *Motifs en spirale sur la pierre d'entrée des tombes du site de Newgrange, datant d'environ 3200 ans A.C. [Newgrange2011].*

---

1. "Concentrated vortices" en Anglais.



FIGURE 1.2 – *Croix celtique du 10<sup>ème</sup> siècle* [Historicimpressions2011].

formuler une théorie basée sur le modèle du vortex pour expliquer les divers aspects du monde physique)...

Les Polynésiens pensaient que les tourbillons marins constituent un passage vers le monde des morts [Lugt1995] (et le motif est souvent retrouvé dans leurs tatouages). Les Maoris pensaient que les âmes des morts rejoignent le paradis à travers les trombes et les tourbillons ([Mackenzie1926], cité par [Lugt1995]). Dans la bible, Elijah emprunta un tourbillon jusqu'au paradis. Ce symbole "païen" s'est retrouvé aussi dans les croix chrétiennes, surtout chez les Celtes (Fig.1.2). Les tourbillons ont ainsi continué leur voyage à travers les mythologies et les civilisations jusqu'à la nôtre, tantôt "vénérés" comme par les adeptes du mouvement perpétuel, tantôt fascinant ou inspirant de grands savants comme Leonardo Da Vinci, D'Alembert, Helmholtz, Maxwell, William Thomson (qui tenta de for-

### 1.1.2 Les vortex dans la nature

Si les tourbillons ont autant fasciné l'humain, c'est aussi sans doute parce qu'il les a retrouvés un peu partout autour de lui, et dans une gamme d'échelle impressionnante. Dans le cadre de la mécanique des milieux continus, on peut démontrer et de façon rigoureuse, que chaque mouvement peut être divisé en une translation, une déformation et une *rotation* (voir [Guyon2001] ou [Plaut2010] pour la démonstration). Le mouvement tourbillonnaire est donc un état basique des écoulements à l'échelle macroscopique. Et au moins dans les milieux fluides, ces rotations vont s'entretenir tant que leur énergie est suffisante pour subsister face à la dissipation visqueuse. C'est peut être la raison pour laquelle les vortex sont rencontrés un peu partout, et dans un très large spectre de tailles. Cette gamme d'échelles s'étend depuis les vortex quantiques dans l'hélium liquide, passe par le tourbillon de vidange du lavabo à celui qui se forme dans les déversoirs des barrages (Fig.1.3a), passe par les fameux tourbillons de Naruto (Fig.1.3b) et les trombes, par les ouragans (Fig.1.3c) et le vortex polaire, par les cellules de Rayleigh-Bénard à la surface du soleil (granulation solaire) et la grande tache rouge de Jupiter (Fig.1.3d) (et la grande tache sombre de Neptune), par les anneaux de Saturne et ce jusqu'à l'échelle des galaxies (Fig.1.3e).

Les tourbillons peuvent adopter aussi des formes très diversifiées. On peut distinguer les vortex hélicoïdaux comme le tourbillon de vidange, les vortex cylindriques - ou plus précisément en colonne - comme les gros tourbillons de poussière (même si la plupart ont une forme légèrement courbée, leur diamètre et sa variation suivant leur axe restent petits devant leur hauteur) (Fig.1.4a), les vortex en disque (leur hauteur est négligeable devant leur diamètre ; on les retrouve généralement dans les milieux où l'écoulement est restreint à deux dimensions - donc les vortex ne peuvent pas s'étirer dans la direction de leur axe - comme les milieux stratifiés ou les films liquides.) (Fig.1.4b), les vortex toriques (connus des dauphins et des fumeurs) (Fig.1.4c), les vortex en fer à cheval, les vortex en épingle à cheveux et tout d'autres topologies variées que l'on peut retrouver dans les tourbillons des couches limites turbulentes...

Le lecteur intéressé peut trouver des photos de tourbillons très fascinantes, et suivies d'explications bien pédagogiques dans [VanDyke1988], [Samimi2003] ou [Guyon2005].



(a) *Tourbillon au barrage de la Rance, la photo fait 5m par 5m en taille réelle [Picasaweb2011].*



(b) *Tourbillon à Naruto (Japon) [Tourismshikoku2011].*



(c) *Les Ouragans Charley, Frances, Ivan & Jeanne, Bassin Atlantique Nord, 2004 [Cyclonextreme2011].*



(d) *La grande tache rouge vue de Voyager1.*



(e) *Galaxie du tourbillon, photo prise par le télescope spatial Hubble, Janvier 2005.*

FIGURE 1.3 – *Tourbillons à différentes échelles.*

Qu'est ce qui est donc commun à toutes ces structures dont les tailles sont extrêmement étendues, et les topologies si variées? On tentera de répondre à cette question dans la paragraphe suivant.

### 1.1.3 Définition d'un vortex

Contrairement à ce que certains pourraient penser, les vortex - un peu comme la turbulence -, ces structures que l'on peut facilement imaginer d'une manière intuitive, n'ont pas de définition simple ou unique ([Lugt1995], [Alekseenko2007]).

Il y a eu beaucoup de débats sur la définition exacte des vortex, surtout pour le cas des écoulements confinés<sup>2</sup>. Toutes les définitions proposées laissent des ambiguïtés ou des contre-exemples une fois qu'elles sont appliquées à des écoulements visqueux. Citons par exemple la définition proposée par [Lamb1993], et qui caractérise les vortex comme étant des tubes de vorticité dont la surface est constituée de lignes de vorticité. Cette définition ne tient plus pour les écoulements visqueux, puisque l'écoulement laminaire dans une conduite contient de telles "structures" sans qu'il ne présente un comportement tourbillonnaire.

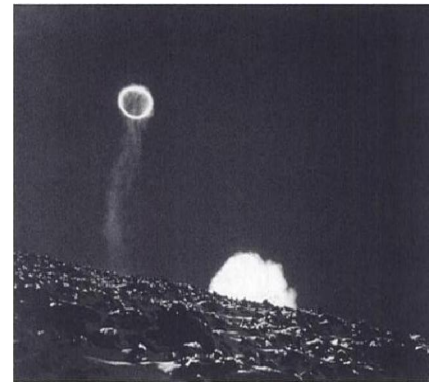
2. "Internal flows" ou "Wall bounded flows" en Anglais



(a) Trombes marines au Triangle de Bermudes [Triangle2011] .



(b) Allée de tourbillons de Von Karman - rendue visible par les nuages - au-dessus du Cap-Vert, vue par le satellite Terra.



(c) Volcan fumant la pipe, cliché de F. Leguern au-dessus d'un cratère de l'Etna (tirée de [Guyon2001] ).

FIGURE 1.4 – Quelques topologies de vortex.

Une autre définition est celle fournie par [Lugt1995] : *Un vortex est un mouvement rotationnel d'un ensemble de particules* (particule dans le sens que lui donne la mécanique des milieux continus) *autour d'un centre commun*. L'auteur précise que cette rotation n'est pas exclusivement circulaire, et ajoute que *les vortex sont des structures ordonnées, que la nature préfère au chaos dans beaucoup de situations*. Cette définition reste aussi sujette à des contre-exemples : l'écoulement dans une conduite courbe par exemple vérifie cette définition sans qu'il ne constitue un vortex.

Le vortex est en général constitué de deux zones principales ([Fox2003]) :

- ⇨ Une partie centrale, appelée “*Cœur du tourbillon*” : elle est caractérisée par une rotation solide et une forte vorticité.
- ⇨ La région externe du tourbillon : elle est caractérisée par une rotation libre, et une vorticité tendant vers zéro. L'écoulement y est considéré comme un écoulement potentiel.

La limite entre la région externe et le fluide ambiant, et comme déjà discuté, ne peut être clairement définie. Cependant, et dans l'approximation des écoulements potentiels, la frontière entre le cœur du tourbillon et la zone externe peut être rigoureusement déterminée : le cœur du vortex serait une région localisée de l'espace où la vorticité n'est pas nulle, entourée d'un fluide irrotationnel ou de parois solides. Cette définition ne tient plus pour les écoulements visqueux, puisque la présence d'une vorticité importante n'est plus restreinte aux filaments tourbillonnaires, mais peut être simplement due à un fort taux de cisaillement. En plus, la diffusion visqueuse de la vorticité fait que celle-ci n'est plus nulle dans le fluide ambiant. Il apparaîtrait donc entre la zone de vortex libre et de vortex forcé une région de transition, et la distinction entre ces deux zones est moins simple que dans le cas non visqueux.

Néanmoins, il reste plus facile pour les physiciens et mécaniciens d'identifier le cœur du tourbillon qui révélera la présence d'un vortex, plutôt que de tenter de délimiter le tourbillon tout entier. Il faut savoir qu'en mécanique des fluides, il est d'importance primordiale de pouvoir reconnaître les tourbillons, surtout dans les branches qui se penchent sur les instabilités ou la transition vers la turbulence. Si leur passage est parfois trahi par la présence d'un “traceur” (Fig.1.4) ou d'une déformation interfaciale (Fig.1.3a), dans la plupart des cas, les vortex sont “invisibles” et passent inaperçus. Il est donc essentiel d'avoir des critères pouvant nous indiquer une éventuelle présence de tourbillons, et encore plus dans les “expériences numériques” que dans les expériences réelles. On va discuter brièvement des potentiels et limites de certains de ces critères :

- ⇨ Maximum local de vorticité : Le cœur du tourbillon étant caractérisé par une importante vorticité, retrouver les maximums locaux de vorticité pourrait bien révéler la présence d’une activité tourbillonnaire. Cette méthode a obtenu un certain succès, surtout dans les applications concernant les écoulements libres. Ses limites se révèlent lorsqu’il s’agit de caractériser par des simulations DNS<sup>3</sup> les tourbillons de la couche limite turbulente. Cette zone est en fait très riche en de petites structures cohérentes et anisotropes, responsables de la création de la turbulence et de son transport jusqu’aux grosses structures, ceci par des mécanismes de cascade d’énergie inverse. Comprendre la dynamique de ces structures est d’intérêt majeur pour comprendre la transition vers la turbulence, ainsi que pour pouvoir formuler de meilleures approches de résolution proche paroi pour les simulations CFD. Cette méthode ne permet pas d’identifier ces structures, puisque leur vorticité serait noyée par le cisaillement important.
- ⇨ Minimum local de pression : Les vortex sont caractérisés par une dépression sur l’axe de circulation (l’équilibre dans la structure se faisant entre les forces de pression et le champ centrifuge). Chercher les minimums locaux de pression permet de retrouver les vortex, même au sein de la couche limite ([Robinson1991]). Néanmoins cette méthode connaît aussi ses limites comme il est discuté dans [Jeong1995], et peut indiquer de “fausses présences”. Il est déjà difficile de trouver un seuil de pression qui permettrait de détecter l’ensemble des tourbillons. En plus, ces minima de pression peuvent être lissés par la viscosité, et d’autres peuvent apparaître suite à d’importants taux de déformations instationnaires...
- ⇨ Méthode des trajectoires ou des lignes de courant : Proposée par [Lugt1979], elle reconnaît les vortex si les trajectoires des particules fluides (ou les lignes de courant) sont fermées ou en spirale. Son problème majeur est qu’elle ne respecte pas l’invariance Galiléenne : la détection des vortex dépendrait donc du repère choisi. Dans le cas des écoulements turbulents où les tourbillons sont advectés à des vitesses différentes, son utilisation serait très fortement limitée. Une dernière restriction de cette méthode est que la particule doit effectuer un tour complet pour qu’un vortex soit décelé. Ainsi les vortex ayant une courte durée de vie ne pourraient être trouvés.
- ⇨ Critère  $Q$  : Il fut élaboré par [Hunt1988] et est assez populaire. Il définit une région tourbillonnaire comme une zone où  $Q$ , le second invariant du tenseur de gradient des vitesses  $\overset{\Rightarrow}{\nabla} \vec{v}$  (tenseur Eulérien), est positif, et où la pression est inférieure à la pression ambiante (bien que la première condition implique la seconde dans la plupart des cas). En fait on a :

$$Q = \frac{1}{2} (\|\overset{\Rightarrow}{\omega}\|^2 - \|\overset{\Rightarrow}{D}\|^2) \quad (1.1)$$

avec  $\overset{\Rightarrow}{\omega}$  et  $\overset{\Rightarrow}{D}$  respectivement la partie antisymétrique et la partie symétrique du tenseur gradient des vitesses, avec  $\|\overset{\Rightarrow}{\omega}\| = \sqrt{(\overset{\Rightarrow}{\omega} : \overset{\Rightarrow}{\omega})}$ . Le fait que  $Q$  soit positif implique donc que le taux de rotation est supérieur au taux de déformation, et définirait l’intérieur d’un tourbillon. A noter que pour les fluides incompressibles,  $Q$  peut être exprimé sous la forme :

$$\Delta p = 2 \rho Q \quad (1.2)$$

avec  $p$  la pression, et  $\rho$  la masse volumique.

Il existe encore d’autres critères plus récents et plus sophistiqués. Le lecteur intéressé peut consulter [Faure2008] qui compare l’efficacité de différents critères pour détecter les structures cohérentes dans un écoulement en cavité.

---

3. Pour “Direct Numerical Simulation”.

Après ce bref aperçu sur les vortex, on va se pencher sur le thème de la séparation mécanique, plus particulièrement dans le cadre de l'industrie pétrolière. Comme on va le voir, les écoulements en “vortex localisé” sont couramment utilisés pour accélérer la séparation des phases grâce au champ de force centrifuge.

## 1.2 La séparation mécanique

Beaucoup d'installations industrielles ont des opérations unitaires de séparation de phases (ou de classification) dans leur procédé. De tels procédés sont implantés dans des secteurs très divers de l'industrie : industrie agroalimentaire, industrie chimique, industrie pétrolière, scieries, stations d'épuration et de dépollution des eaux, minéralurgie, hydrométallurgie, dépoussiérage...

Les procédés de séparation peuvent être classés en deux grandes familles :

- ⇨ Les procédés de séparation par diffusion : extraction, distillation, évaporation, sublimation, chromatographie, séparation par filtre chimique (charbon actif, osmoseur...)...
- ⇨ Les procédés de séparation mécanique dans le sens large du terme : séparation gravitaire (décantation, floculation...) et/ou inertielle (par exemple les centrifugeuses, dans les séparateurs cyclones ou les essoreuses), filtration par milieu poreux ou par filtre physique (à l'aide d'une grille, d'un tamis, ou d'un filtre...)...

Le principe commun de tous ces procédés est d'exploiter une différence de propriétés entre le composé d'intérêt et le reste du mélange, de façon à ce que sous l'influence d'un champ de force donné, la phase d'intérêt emprunte un chemin différent et puisse être récupérée à part. Cette propriété à exploiter peut être la masse volumique ou la réponse inertielle, la tension superficielle, la charge électrique, la mouillabilité, le point d'ébullition, la solubilité...

Et suivant la propriété discriminante retenue, les “forces motrices” de la séparation peuvent être de nature inertielle (gravité ou champ de forces centrifuges), électrique (électrophorèse...), magnétique, thermique (thermophorèse), ou liées à une différence de tension superficielle (effet Marangoni) ou d'affinité (propriétés de mouillabilité, d'hydrophobicité)...

A noter qu'assez souvent, on peut avoir recours à des traitements préliminaires pour faciliter ultérieurement la séparation. Ces traitements visent généralement à amplifier l'écart de la propriété discriminante entre les différentes phases : flottation, floculation, mouillage des poussières (dans les laveurs), agglomération acoustique des poussières par ultrasons [Sadigzadeh1990]...

Dans le reste de ce manuscrit, on ne s'intéressera qu'aux procédés de séparation mécanique. Le lecteur intéressé pourrait consulter [Sinaiski2007], un ouvrage abordant la séparation dans un contexte vaste, ou se référer à [Falk2011] ou [Midoux2010], deux cours ciblant des applications plus précises.

D'une façon simplifiée, on peut dire que les techniques de séparation mécanique, quand leur utilisation est possible et suffisante, sont généralement préférées aux techniques de séparation par diffusion, et ceci en vue de leur moindre coût énergétique, comme en témoigne le graphique de la Figure 1.5.

Une fois qu'une séparation mécanique a été décidée, il reste à choisir le procédé convenable. On va donc discuter ci-dessous des avantages/inconvénients des trois principales catégories de séparation mécanique : la décantation, la centrifugation, la filtration. D'autres catégories peuvent être ajoutées, mais elles ne sont pas purement mécaniques, telles que la séparation en utilisant un champ électrique<sup>4</sup>, magnétique ou thermique. Elles ne seront pas abordées dans ce manuscrit.

---

4. L'extraction électrostatique se fait sur des particules susceptibles de prendre une charge électrique dans un champ et d'être attirées par un collecteur de charge opposée.

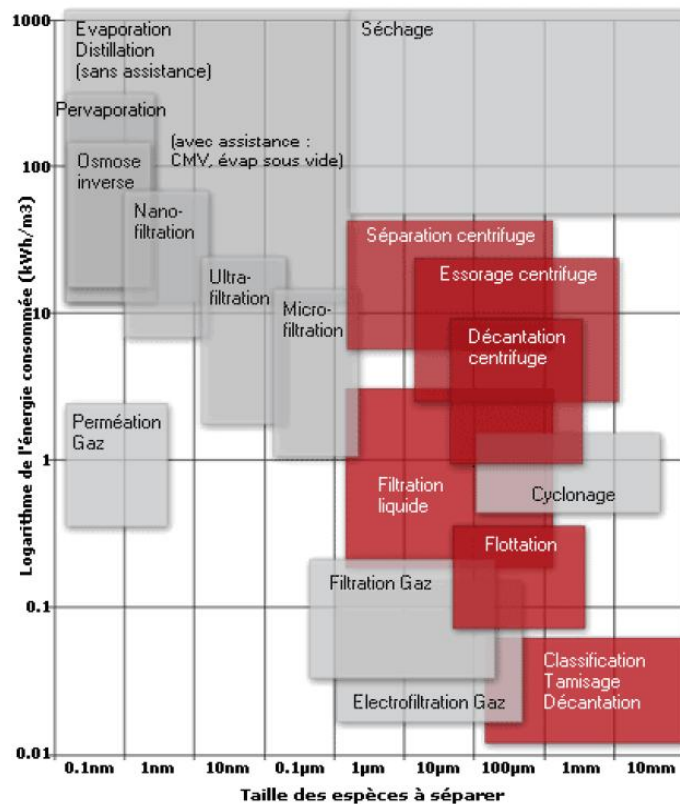


FIGURE 1.5 – Consommation d'énergie relative des procédés de séparation [ADEME2011]

### 1.2.1 La décantation

On utilise le terme “décantation” pour désigner, d’une manière légèrement abusive, la séparation des phases d’un mélange hétérogène sous l’effet du champ gravitaire. L’opération est simple et très peu consommatrice en énergie. Toutefois, son efficacité du point de vue de la qualité de séparation ou en terme de temps de séjour du mélange peut montrer de sérieuses limitations :

- ⇨ L’efficacité de la séparation gravitaire est fortement altérée lorsqu’il s’agit de séparer de fines particules. L’action de l’agitation brownienne et/ou de la dispersion turbulente fait que la particule est soumise à un mouvement erratique ralentissant sa ségrégation. A titre d’exemple, une particule de poussière de densité égale à l’unité, et d’une taille de 10 µm, demande environ 5 minutes et demi pour sédimenter d’un mètre dans une atmosphère calme [Hoffmann2008].
- ⇨ Lorsque la différence de densité entre les phases est faible, l’efficacité de séparation gravitaire décroît considérablement. Il faudrait des temps de séjour plus conséquents pour pouvoir atteindre la qualité de séparation requise, ce qui implique divers inconvénients : utilisation de gros séparateurs d’où une hausse dans les charges, l’encombrement lié à ces gros séparateurs, sans oublier les problèmes de sécurité que cela peut poser si le mélange est inflammable ou pouvant être sujet à détonation (le séparateur contenant une grande quantité du produit), ou les problèmes de maintenance si le mélange est corrosif...
- ⇨ Elle est inefficace face à des mélanges relativement stables, tels que les colloïdes : mousses, émulsions...(A noter que ces solutions bien que montrant une stabilité apparente, ne sont pas stables thermodynamiquement, et se séparent très lentement sous l’effet de la gravité.)
- ⇨ Elle ne peut subvenir à séparer différents gaz, les forces liées aux chocs intermoléculaires l’emportant sur la gravité.

- ⇒ Conduite par le champ gravitationnel, elle ne peut être efficace dans des environnements où il est faible, par exemple dans des applications spatiales ou autres, situations que l'Homme pourrait affronter dans un futur proche.

### 1.2.2 La centrifugation

La centrifugation désigne la séparation mécanique sous l'action d'un champ centrifuge. Dans une bonne partie des situations, le champ gravitaire vient renforcer la séparation. On peut aussi procéder à un filtrage où la pression motrice est fournie par action centrifuge : c'est l'essorage.

Les séparateurs centrifuges peuvent être classés en deux catégories :

- ⇒ Les séparateurs statiques : le châssis du séparateur est fixe, et c'est uniquement le mélange à séparer qui est soumis à un mouvement rotationnel (généré par injection tangentielle du fluide par exemple...).
- ⇒ Les séparateurs dynamiques : c'est le châssis du séparateur ou une composante de ce dernier qui est soumis à la rotation, et qui induit le mouvement tourbillonnaire dans le mélange d'intérêt. C'est le cas des écrémeuses.

Ces derniers peuvent atteindre des efficacités bien supérieures à celles des séparateurs statiques, mais sont cependant beaucoup plus énergivores. En plus, la présence de pièces mobiles conduit à des risques de pannes plus fréquents. Dans le reste de ce rapport, on ne s'intéresse qu'aux séparateurs statiques. En comparant les séparateurs centrifuges à leurs homologues gravitaires, on peut faire les constats suivants :

- ⇒ La séparation étant conduite par plusieurs "g"s et non pas uniquement pas la gravité, ils sont plus efficaces.
- ⇒ Ils sont capables de séparer les composantes d'un mélange gazeux. C'est un des procédés utilisés pour l'enrichissement de l'Uranium.
- ⇒ L'efficacité de la séparation étant augmentée, le temps de séjour du mélange est ainsi réduit. Ceci fait que les séparateurs centrifuges sont plus compacts. Cet encombrement moindre constitue leur principal avantage.
- ⇒ Les pertes de charge associées sont généralement plus importantes, sans que ceci n'implique forcément un moindre rendement énergétique.
- ⇒ Derrière leur fonctionnement apparemment simple, les séparateurs centrifuges cachent une grande complexité opératoire. Comme on va le voir plus tard, la dynamique des écoulements tourbillonnaires n'est toujours pas maîtrisée, et la mécanique des fluides multiphasiques est encore loin d'atteindre sa maturité. La prévisibilité de leur fonctionnement est donc moins aisée que pour les séparateurs gravitaires.
- ⇒ Le nombre de "g"s participant à la séparation étant directement lié aux débits d'entrée (pour les séparateurs statiques), leur souplesse en débit est relativement limitée. Quant aux séparateurs gravitaires, la fluctuation des débits n'est pas limitante, tant qu'ils sont correctement dimensionnés (donc en tenant compte des débits maximaux sur la ligne).
- ⇒ En général, ces deux types de séparateurs sont économiques, puisqu'il n'y a pas de coûts de consommables, et les frais de maintenance sont faibles (absence de pièces mobiles, puisqu'on ne considère plus les séparateurs centrifuges dynamiques). Quant aux coûts d'investissement, c'est au cas par cas qu'il faut les traiter ; ces coûts étant liés en grande partie à la géométrie standard ou non du séparateur.

### 1.2.3 La filtration

Les filtres sont généralement utilisés pour séparer des particules solides ou liquides (le mécanisme exact dans le second cas est alors l'interception des gouttelettes) dispersées dans une phase



continue. Il existe plusieurs types de filtration (en profondeur, sur support) et une très grande variété de filtres. Le lecteur intéressé pourrait consulter à ce sujet [Falk2011] ou [Midoux2010]. Nous nous contenterons uniquement de comparer les potentiels généraux de la filtration par rapport aux séparateurs inertiels (gravitaires ou centrifuges) :

- ⇨ Le point le plus fort de la filtration est qu'elle est capable de récupérer et avec une efficacité presque parfaite les particules les plus fines, et qui échappent à la séparation inertielle.
- ⇨ Contrairement aux séparateurs inertiels, la perte de charge n'est pas constante à travers les filtres. Celle-ci augmente au fur et à mesure du colmatage du média filtrant. En plus, ces pertes de charge sont généralement importantes.
- ⇨ Les filtres ne sont pas à recommander lorsqu'il s'agit d'œuvrer sur des écoulements fortement chargés : le filtre pourrait être rapidement obturé.
- ⇨ Lorsqu'il s'agit de récupérer des particules valorisables, les filtres sont à proscrire ; le produit collecté peut devenir inutilisable.
- ⇨ Contrairement aux dispositifs inertiels, l'utilisation des filtres implique un coût de consommables, puisqu'ils présentent une durée de vie limitée. Cette durée de vie est liée à l'atteinte de la perte de charge maximale tolérée, et non pas à une chute d'efficacité ; en fait l'efficacité du filtre augmentera au fur et à mesure de son colmatage. Bien entendu, certains filtres peuvent être régénérés.

Compte tenu de ces problèmes, on pourrait conclure que l'utilisation des séparateurs inertiels est préférable aux filtres si l'on veut traiter de gros volumes de mélange (ou des mélanges fortement chargés), à condition que la séparation des très fines particules ne soit pas impérative. Sinon, il faut employer des filtres ; un séparateur inertiel placé en amont pourrait réduire considérablement la charge du mélange en grosses particules, et faire éviter ainsi l'encrassement excessif du filtre.

## 1.3 Les séparateurs cycloniques

Dans les séparateurs centrifuges statiques, le champ tourbillonnaire est induit de différentes manières :

- ⇨ Conduites en spirale : C'est le cas des séparateurs Spirale utilisés dans l'industrie minière, ou dans la classification des grains ou des grenailles de plomb. Certains séparateurs gaz-liquide utilisent aussi ce mode d'induction du mouvement rotationnel (par exemple les séparateurs VASPS, qu'on abordera brièvement dans la Section 1.4.2).
- ⇨ Injection tangentielle du mélange à séparer :
  - ⇒ A travers des vannes de guidage : Le mélange est dirigé axialement vers des vannes de guidage, dont l'ensemble s'apparente à une turbine Francis. Ces séparateurs sont appelés "Swirl tubes", ou cyclones axiaux en Français. La plupart ont un châssis cylindrique.
  - ⇒ A travers une conduite d'entrée tangentielle : Le mouvement giratoire est obtenu en faisant entrer le fluide tangentiellement à la circonférence, au voisinage de la paroi. Ces séparateurs sont appelés "Cyclones". La forme de leur châssis est variée : cylindrique, conique, cylindre sur cône, cône sur cylindre... On peut y distinguer aussi deux types différents :
    - ▮ Les "Reverse type" : Les deux phases à séparer empruntent des sens différents. La phase légère est récupérée par le haut et la phase lourde par le bas. Ce type de cyclones est le plus rencontré.
    - ▮ Les "Straight-through"<sup>5</sup> : Les deux phases sont retirées du même côté, généralement par le bas : la phase légère au centre, et la phase lourde près des parois. La plupart ont une forme cylindrique.

---

5. Appelés aussi "Once-through" ou "Flow-through".

On va présenter ci-après quelques séparateurs cyclones à écoulement inversé. Ces séparateurs appartiennent à la même famille que le GLCC, et étant plus anciens, leur technologie est bien plus mature.

### 1.3.1 Les cyclones gaz-solide

Ce sont les plus anciens et les plus maîtrisés parmi les cyclones. Leur châssis est généralement de forme cylindre sur cône (Fig.1.6). Cependant, il existe d'autres configurations plus exotiques, comme le cyclone carré [Raoufi2008].

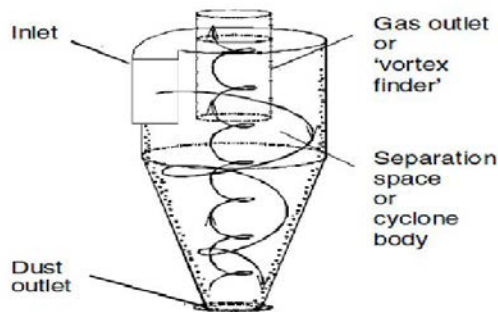


FIGURE 1.6 – Un cyclone gaz-solide typique (image tirée de [Hoffmann2008]).

La pré-diction de leur efficacité se poursuit toujours. L'outil CFD est très employé dans ces buts. Néanmoins, il existe de nombreuses méthodes simples qui permettent une évaluation raisonnable de ces cyclones.

Ce principe consiste à injecter le fluide tangentiellement dans le séparateur, ce qui va créer un *vortex localisé*<sup>6</sup>, et qui se propagera dans tout le cyclone. Suite au champ centrifuge créé, la phase lourde qui est le solide dans ce cas là sera centrifugée vers la paroi. Le gaz, la phase légère, se dirige vers le centre.

Le champ des vitesses axiales est très affecté par la présence d'une composante de vitesse tangentielle. La vitesse axiale moyenne dans le séparateur est orientée vers le haut au centre du cyclone, et pointe vers le bas près des parois. Sous un fonctionnement normal, les particules solides longent la paroi et se dirigent vers le bas, tandis que l'air se dirige vers le centre et s'échappe par la sortie supérieure. Les cyclones d'aujourd'hui ont une entrée rectangulaire et parfois spiralée pour une meilleure efficacité. La sortie supérieure pénètre dans le cyclone, et est appelée "Vortex Finder" : elle permet d'isoler le flux gazeux remontant du mélange entrant, pour éviter sa contamination. Ainsi, le mélange d'entrée est forcé de descendre, et les phénomènes de court-circuitage (appelés souvent "By-pass") sont minimisés. En général, les particules solides sont collectées et accumulées dans une chambre au fond du cyclone : la totalité du fluide s'échappe depuis la sortie supérieure.

Les cyclones gaz-solide sont utilisés à des fins de séparation ou de classification dans énormément de secteurs industriels. La littérature recèle un nombre important de publications concernant ces cyclones, toutefois, pour une étude générale, le lecteur peut consulter [Midoux2010], ou [Hoffmann2008], un excellent ouvrage complètement dédié à cette technologie.

6. "Concentrated Vortice" en Anglais.

### 1.3.2 Les hydrocyclones

Appelés aussi hydroclones, ils sont utilisés pour séparer les mélanges liquide-liquide ou les mélanges liquide-solide. Contrairement à ce que leur nom pourrait suggérer, la phase liquide n'est pas nécessairement l'eau. Leur utilisation peut se faire à des fins de séparation partielle ou totale, ou même à des fins de classification.

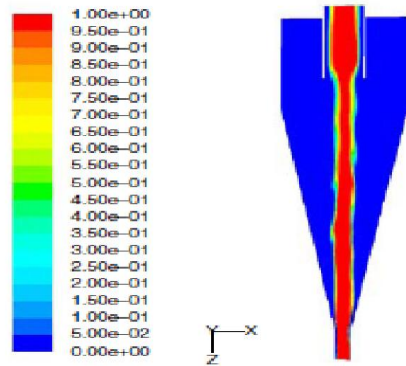
Leur principe de fonctionnement est similaire aux cyclones gaz-solide. Leur châssis a généralement une géométrie similaire aux cyclones gaz-solide (parfois avec une deuxième conduite cylindrique en aval de la partie conique), mais des châssis cylindriques peuvent être également rencontrés ([Chiné2000]). Des géométries paraboliques et hyperboliques ont été proposées (voir par exemple [Chu2004]), mais n'ont pas été retenues pour des applications industrielles.

Comme les cyclones gaz-solide, la technologie des hydrocyclones a atteint un important degré de maturité. Il n'empêche que la complexité de l'hydrodynamique tourbillonnaire, surtout en multiphasique, fait qu'ils restent sujets à de nombreuses recherches aujourd'hui.

La sortie inférieure peut être reliée à des conduites, à un réservoir d'accumulation ou décharger à l'atmosphère libre. Cependant les hydrocyclones dont la phase lourde est rejetée dans l'atmosphère sont souvent sujets à la formation d'un cœur gazeux<sup>7</sup> (voir Fig.1.7) qui se forme depuis la sortie inférieure, et se propage jusqu'au vortex finder, altérant la séparation ([Narasimha2006], [Marins2010]). Plusieurs chercheurs ont cherché à empêcher la formation de ce cœur gazeux en insérant une barre solide au centre de l'hydrocyclone, et ont noté une amélioration de son efficacité par la suite ([Chu2004], [Sripriya2007]).



(a) Cœur gazeux dans un pilote mono-phasique.



(b) Simulation CFD du cœur gazeux, par approche VOF. La variable affichée est la fraction volumique de l'air.

FIGURE 1.7 – Cœur gazeux dans un hydrocyclone [Narasimha2006].

Dans l'industrie pétrolière, les hydrocyclones sont utilisés aussi bien pour la séparation solide-liquide que pour la séparation liquide-liquide (eau-pétrole). Leurs compacité et simplicité les rendent très intéressants dans ce contexte, spécialement pour les applications de séparation sous-marine et de séparation de fond (voir Section 1.4.2). Dans ce contexte, un aspect très important à étudier est l'influence de la présence d'une phase gazeuse sur les performances du système. Comme on va le mentionner plus tard, les mélanges issus des puits pétroliers contiennent presque toujours du gaz associé. [Scott2004] mentionne que les hydroclones liquide-solide peuvent tolérer des pourcentages volumiques de gaz d'environ 10 à 15%, la séparation devenant bien limitée au-delà.

[Bai2010] ont noté que pour un hydrocyclone eau-huile (l'huile se présentant sous la forme d'une phase dispersée et minoritaire), l'ajout de bulles d'air améliore la qualité de la séparation, et ce

7. "Air Core" en Anglais.

jusqu'à un rapport de débits volumiques air/eau de 1%. Au delà, l'efficacité de séparation chute. Ils expliquent qu'à faibles doses, les bulles d'air s'accrochent aux gouttelettes d'huiles abaissant ainsi leur "masse volumique globale", et améliorent ainsi la séparation.

Parmi les hydrocyclones à destination de l'industrie pétrolière, on pourrait citer le LLCC<sup>8</sup> ([Afanador1999], [Contreras2002], [Escobar2005]), un séparateur eau-huile à châssis cylindrique, initialement inspiré du GLCC. Selon [Contreras2002], la géométrie cylindrique n'a pas été souvent employée dans la séparation liquide-liquide puisque pour les gros débits, le séparateur a plutôt tendance à mélanger les phases. Cependant l'efficacité reste bonne jusqu'aux débits intermédiaires. Il paraît aussi que le LLCC est plus adapté que les hydrocyclones coniques lorsque les fractions volumiques de l'huile sont importantes.

[Contreras2002] a étudié l'influence de la présence de l'air dans le mélange d'entrée. Il a noté également une amélioration de l'efficacité de la séparation jusqu'à des taux de vide de l'ordre de 3% à 8% (dépendant des débits et fractions respectives des phases eau-huile à l'entrée), et un déclin pour des taux de vide plus importants.

### 1.3.3 Les cyclones dévésiculeurs<sup>9</sup>

Ces cyclones sont généralement utilisés pour séparer les mélanges gaz-liquide où le gaz est la phase dominante, le liquide se présentant essentiellement sous forme de gouttelettes. L'origine et la taille des gouttelettes est variée, comme le montre la Figure 1.8.

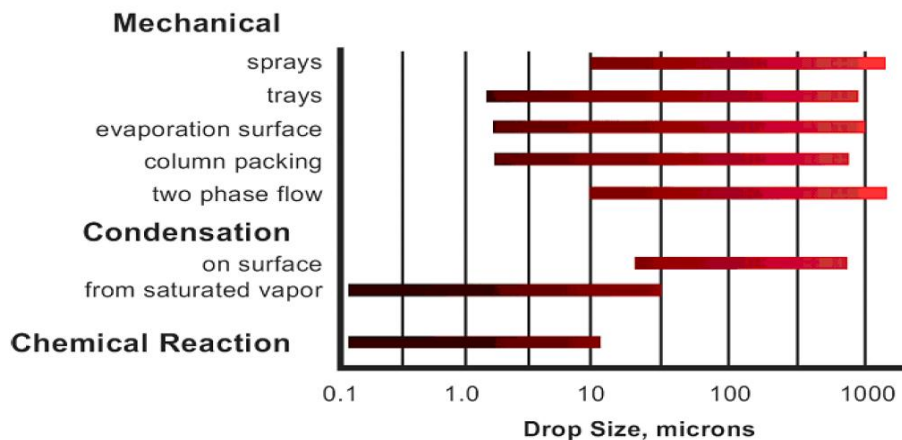


FIGURE 1.8 – Tailles des gouttelettes suivant leur origine ([Lavigne2007]).

Le principe de fonctionnement est similaire aux cyclones gaz-solide, mais on peut noter les différences suivantes :

- ⇨ Les cyclones dévésiculeurs peuvent opérer sous des vitesses de gaz plus importantes. Une fois les gouttes liquides centrifugées jusqu'aux parois, elles forment un film liquide difficilement réentraînable, contrairement aux poussières sèches.
- ⇨ Les gouttelettes ne sont pas poreuses, et sont généralement plus grandes en taille que les poussières. Ceci simplifie le procédé de séparation.
- ⇨ Contrairement à certaines poussières collantes ou chargées électriquement, les liquides n'ont pas vraiment de tendance à obturer le séparateur.
- ⇨ Les problèmes d'érosion sont largement moindres que lorsqu'on travaille avec des particules solides.

8. Pour "Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone", Copyright, The University of Tulsa, 1998.

9. "Demisting cyclones" en Anglais.

- ⇨ En faisant circuler le mélange dans un système en amont où l'on cherchera à augmenter la fréquence des collisions goutte-goutte, les gouttelettes augmenteraient en taille et seraient plus facilement séparables.
- ⇨ La granulométrie évolutive des gouttelettes ainsi que les déformations complexes du film liquide pariétal rendent la prédiction précise de leur comportement, surtout par voie CFD, très difficile.
- ⇨ Ces cyclones ne peuvent être utilisés à des fins de classification.

Dans les cyclones dévésiculeurs, les gouttelettes impactant la paroi forment un film liquide. Ce film liquide n'est pas statique et stationnaire, mais peut être entraîné vers le haut par le gaz. Il se peut qu'il arrive à court-circuiter la sortie supérieure : le phénomène est connu sous le nom de "Layer Loss". Pour minimiser ces risques, il faut éviter de placer l'entrée très proche du plafond du cyclone. Une légère inclinaison de l'entrée vers le bas peut être aussi bénéfique.

Avec l'augmentation de la charge liquide, on est souvent obligé de prendre des précautions plus sérieuses. La Figure 1.9 montre quelques dispositifs limitant le phénomène de "Layer Loss", ceci en redirigeant le film liquide vers le bas. Une chicane d'isolation empêche l'interaction entre le vortex et le liquide accumulé dans le bas.

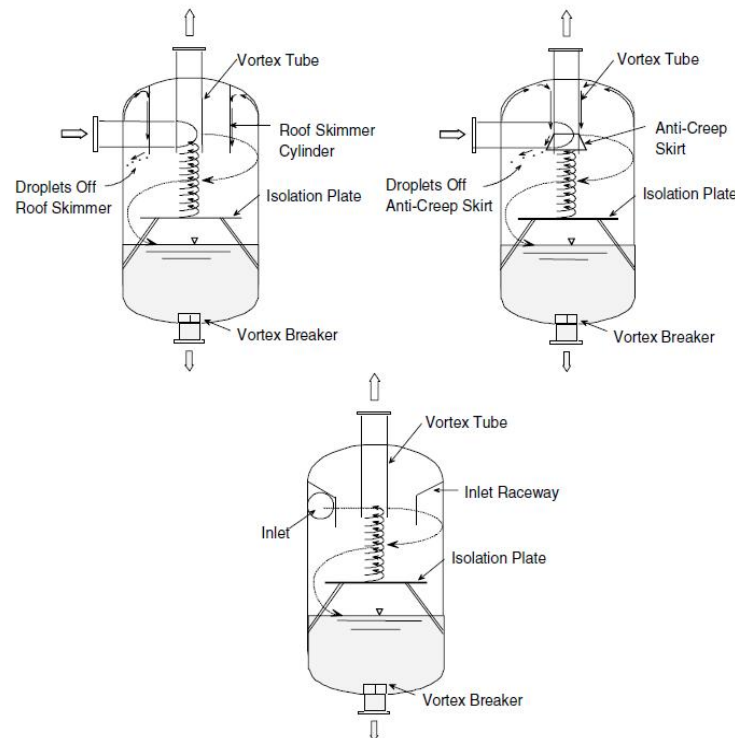


FIGURE 1.9 – Quelques dispositifs limitant le phénomène de "Layer Loss" ([Hoffmann2008]).

Les cyclones dévésiculeurs évoqués dans cette partie constituent la technologie de dévésiculation cyclonique la plus simple. Il existe cependant diverses technologies (dont les cyclones axiaux qui sont assez utilisés dans ce domaine [Ng2006]) ou plus sophistiquées (telles que le GLCC), capables de traiter les écoulements à forts taux de liquide. Une étude très intéressante sur les cyclones gaz-liquide peut être retrouvée dans [Hoffmann2008], qui discute aussi des cyclones utilisés pour dissiper la mousse<sup>10</sup>.

10. Les "Defoaming Cyclones".

## 1.4 Vue globale de la séparation gaz-liquide dans l'industrie pétrolière

En 2006, selon l'Agence Internationale de l'Énergie, le pétrole couvrait 34,4 % des besoins en énergie primaire de la planète, le charbon 26,0 % et le gaz naturel 20,5 %. Les sources du pétrole et du gaz naturel peuvent être classées en deux grandes familles : les sources conventionnelles, et les sources non conventionnelles.

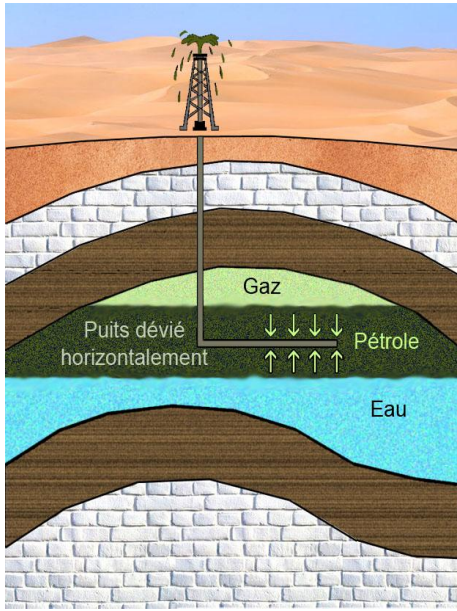


FIGURE 1.10 – Réservoir pétro-gazier piégé dans une structure anticlinale.

du gaz naturel, mais aussi des hydrocarbures liquides sous les conditions de pression et de température normales, mais se présentant sous forme gazeuse dans les conditions du réservoir. Ils se condensent une fois refroidis par la détente en tête de puits, ou par condensation rétrograde : ces condensats, appelés NGL pour "Natural Gas Liquids" en Anglais, sont à très forte valeur ajoutée. Leur densité se situe généralement entre 0,5 et 0,8. Leur traitement aboutit essentiellement à des coupes légères très valorisables. Leur classement en tant que source de pétrole est légèrement abusif, puisque ces réservoirs ne contiennent pas du brut proprement dit, mais des coupes contenues dans ce dernier. Le mélange sortant du réservoir contient aussi de l'eau salée, ainsi que des débris solides transportés essentiellement par cette dernière.

Parmi les sources non conventionnelles, certaines comme les sources de l'Arctique ou de l'offshore profond donnent des hydrocarbures qui sont eux conventionnels. Ce sont les conditions d'exploitation qui font que ces sources sont considérées comme non conventionnelles. Les détails sur les différentes sources de pétrole et de gaz naturel sont donnés dans l'Annexe A.

En tous cas, pour les différentes sources, le mélange issu des puits va comprendre plusieurs phases, à savoir du gaz naturel, du brut (à part pour les réservoirs de gaz naturel), de l'eau et des débris solides. Si les différentes phases sont plus ou moins superposées par ordre de densité dans le réservoir, il ne faut pas imaginer que l'on va récupérer une phase homogène en tête de puits :

⇨ Le réservoir est soumis à des conditions de pression et de température très importantes. Le

On distingue trois sources conventionnelles :

- ⇨ Les réservoirs pétro-gaziers (Fig.1.10) : Ce sont les réservoirs de production classiques. Ces sources contiennent presque toujours, outre le brut, une certaine proportion de gaz naturel, dit gaz associé, et qui peut exister dans le réservoir à l'état gazeux ou dissous dans le pétrole. De l'eau salée est aussi présente dans le réservoir. Le mélange remonté en surface contient aussi des débris solides.
- ⇨ Les réservoirs de gaz naturel : Ils contiennent du gaz naturel, dit gaz non associé. C'est la forme de gaz naturel la plus exploitée. Ils sont généralement plus enfouis que les réservoirs pétro-gaziers ; plus le réservoir est profond, plus il est sec. Leurs réservoirs contiennent souvent de l'eau salée.
- ⇨ Les réservoirs de gaz humides<sup>11</sup> : Ce sont des réservoirs contenant essentiellement

11. Du terme Anglais "Wet gas".

passage aux conditions de la tête du puits va s'accompagner de changements de phase.

- ⇨ L'état de certaines phases dans les conditions du réservoir peut être supercritique. Les phases ne sont donc pas aussi bien séparées que l'on peut le penser.
- ⇨ Vu les conditions régnantes dans le réservoir, la mise en production du puits ressemble sans doute à l'ouverture d'une cocotte minute très chauffée ! Le mélange va jaillir brutalement : les forces d'inertie l'emportent sur les forces de flottabilité qui tendent à faire ségréguer les phases.

Les fractions des différentes phases récupérées dépendent du puits ainsi que de son âge. Ces mélanges sont généralement caractérisés par le rapport du volume du gaz sur celui du brut ou du liquide (GOR et GLR<sup>12</sup>), et de l'eau sur celui du brut (WOR<sup>13</sup>). Les GORs élevés sont généralement associés à des réservoirs de brut léger. Le WOR croît communément avec l'âge du puits.

S'ajoutent à ces différentes phases les débris solides qui vont rejoindre le mélange. Ils peuvent provenir du réservoir, d'un changement de phase (cristallisation...) ou peuvent être arrachés des installations. En plus, d'autres phases sont souvent introduites dans le réservoir dans le cadre de techniques de récupération assistée des hydrocarbures (voir Sections A.2.5.3.1 et A.2.5.3.2). Les différentes phases non miscibles doivent être séparées pour que chacune puisse être traitée convenablement par la suite. Une mauvaise séparation des phases peut conduire à des résultats dramatiques (voir Section A.2.5.4.2).

Les séparateurs mécaniques sont donc des éléments essentiels dans les installations pétrolières, puisqu'ils représentent après l'extraction le premier procédé à mettre en œuvre. S'ils tombent en panne ou ne fonctionnent pas correctement, c'est toute l'installation en aval qui est paralysée.

La Figure 1.11 montre un schéma général du procédé de séparation dans l'industrie pétrolière. On peut constater d'après cette figure que la séparation gaz-liquide est prépondérante à travers le procédé. Le procédé est bien sûr plus simple pour une exploitation gazière (pour les détails, consulter l'Annexe A). La séparation des particules solides n'est pas schématisée sur la figure. Dans la réalité, on tente de retirer ces particules à la tête du puits, et une deuxième séparation est généralement effectuée avant d'envoyer le brut vers la raffinerie. Les particules et débris solides qui échappent à la première séparation s'accumulent en partie au fond des séparateurs (l'autre partie étant évacuée avec les phases liquides). Elles sont retirées lors des opérations de maintenance des séparateurs.

Sur la Figure 1.11, les séparateurs opérant à haute et moyenne pression (séparateur HP et MP respectivement) sont des séparateurs diphasiques (eau-huile)-(gaz). La pression à laquelle va se dérouler la séparation est la première caractéristique importante du procédé. La pression permise au niveau du séparateur HP dépend de la pression du réservoir, des pertes de charge jusqu'à l'installation, et des débits des phases (qui dépendent de la contre-pression à la tête du puits ou du "Riser"<sup>14</sup>, et qui est régulée depuis l' "Arbre de Noël"<sup>15</sup>). Effectuer une séparation unique à cette pression permet de récupérer un maximum de liquide. Ce liquide est un mélange de composés lourds ou légers, se trouvant à l'état liquide sous les conditions thermodynamiques du séparateur. Étant destiné à être stocké ou traité sous pression atmosphérique, il faut lui retirer les composants qui vont se vaporiser sous les conditions normales de température et de pression. On évite ainsi leur volatilisation au niveau du réservoir de stockage ou des autres unités en aval.

---

12. Pour "Gas on Oil Ratio" et "Gas on Liquid Ratio" respectivement.

13. Pour "Water on Oil Ratio".

14. Conduite reliant la tête du puits à la plateforme dans le cas des exploitations offshore.

15. Système de conduites et de vannes monté à la tête de puits ou du "Riser". Il permet de réguler la contre-pression ainsi que de procéder à des injections diverses dans le réservoir.

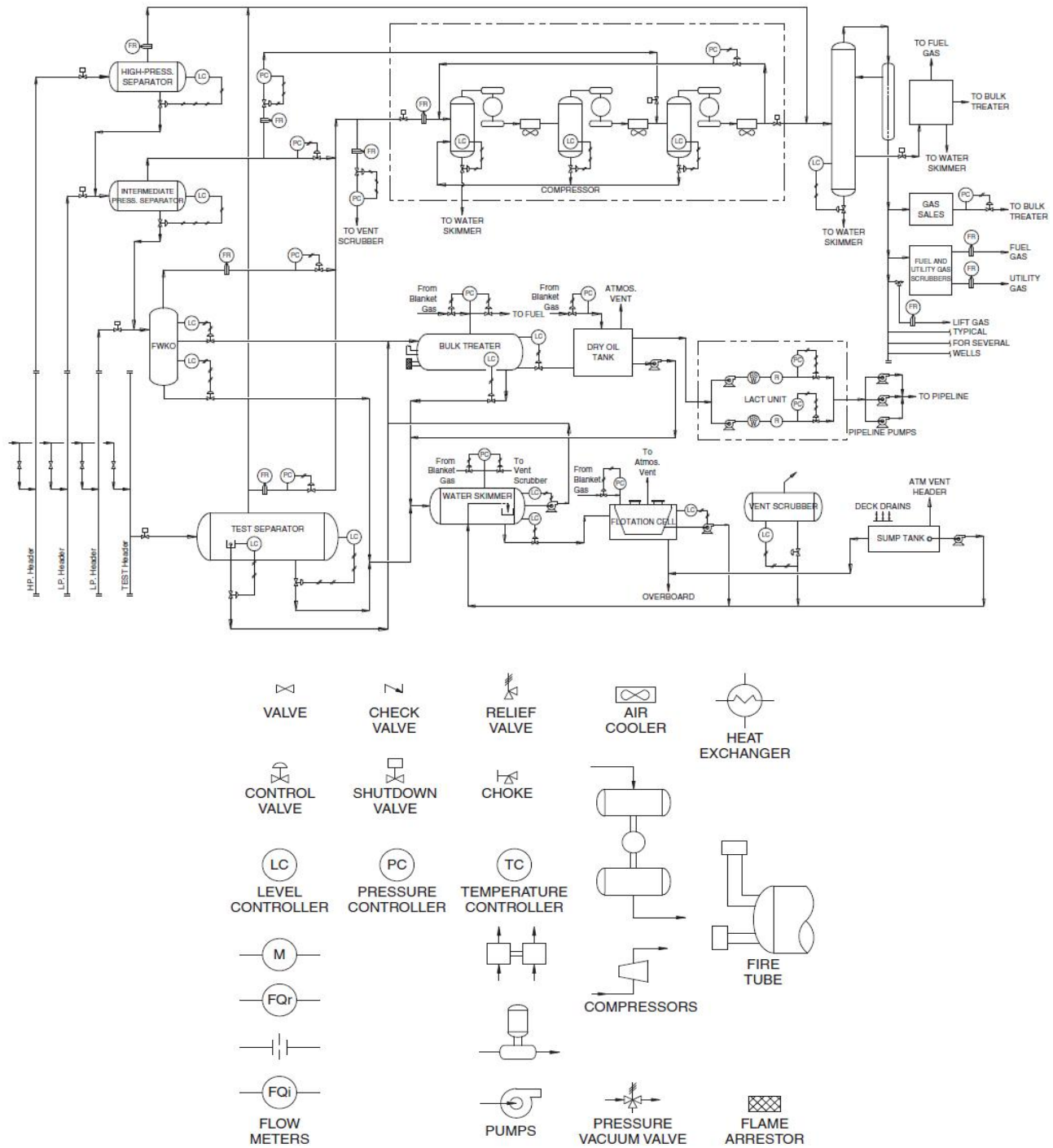


FIGURE 1.11 – Schéma général du procédé de séparation dans une installation pétrolière [Arnold2008].

La solution est d'utiliser des étages de séparation opérant sous des pressions différentes. Le liquide récupéré à chaque étage est envoyé vers le séparateur suivant, opérant à une plus basse pression. Au niveau de chaque étage, et en fonction de la baisse de la pression opératoire, une partie du liquide se vaporise. Le gaz rejoint par la suite les lignes qui lui sont prévues, et qui opèrent sous HP. S'il n'est pas issu du séparateur HP, l'énergie qui lui est nécessaire pour rejoindre la ligne lui est communiquée par des compresseurs. L'ensemble du gaz collecté peut subir de nouvelles séparations si nécessaire. Par la suite, il peut être envoyé à une raffinerie gazière, ou utilisé dans d'autres opérations telles que la récupération assistée du brut. Dans ce cas là, le gaz issu des



séparateurs à basse pression est généralement torché. La solution bien que moins écologique, reste plus économique que de le pressuriser jusqu'à une pression supérieure à celle du réservoir pour pouvoir le réinjecter.

D'un point de vue thermodynamique, il faut utiliser un nombre infini d'étages de séparation pour atteindre le rendement optimal. Ainsi, les molécules gazeuses sont récupérées dès qu'elles se vaporisent, donc à pression maximale. La puissance à fournir par les compresseurs serait ainsi minimale. Dans la pratique, la solution généralement la plus économique est d'utiliser deux ou trois étages. Le Tableau 1.1 montre pour un flux d'hydrocarbures donné, le débit de liquide collecté ainsi que la puissance requise par les compresseurs, en fonction du nombre et de la pression des étages de séparation. Une méthodologie pour choisir le nombre de séparateurs et leur pression opérationnelle est donnée dans [Arnold2008].

Pression aux différents étages de séparation ( <i>kPa</i> )	Débit de liquide produit ( $m^3/h$ )	Puissance requise aux compresseurs ( <i>kW</i> )
8377 - 448	55,6	642
8377 - 3551 - 448	56,3	371
8377 - 3551- 1310 - 448	56,5	298

TABLE 1.1 – Débit récupéré sous phase liquide et puissance requise aux compresseurs en fonction du nombre d'étages dans le train de séparation ([Arnold2008]).

La phase qui reste liquide dans le séparateur MP (ou dans le séparateur BP parfois) est envoyée vers le FWKO<sup>16</sup>. C'est un séparateur triphasique, eau-huile-gaz. Il opère à basse pression, et ne tolère que de faibles quantités de gaz. Cette technologie est venue succéder au "Gun Barrell". L'huile ainsi que l'émulsion eau-huile sont envoyées après jusqu'au "Bulk Treater". A ce niveau, la séparation est souvent assistée par des procédés thermiques ou électrostatiques (visant à faire coalescer les gouttes d'huile et les faire sortir de l'émulsion). L'eau récupérée au niveau du FWKO ou du "Bulk Treater" est soit réinjectée dans le puits, soit traitée avant d'être rejetée.

Une dernière étape non schématisée sur la Figure 1.11 est le dessalage du brut. En fait, comme la séparation n'est jamais parfaite, le brut contiendrait toujours une faible quantité d'eau. Cette eau issue de la formation est en général très salée, et les sels (comme évoqué dans l'Annexe A) peuvent s'avérer très nuisibles lors des opérations de raffinage. Il convient donc d'abaisser la teneur du brut en minéraux. Le dessalage consiste à mélanger une quantité d'eau au brut, puis de les reséparer. Ainsi, l'eau qui reste mélangée au brut après cette séparation sera diluée en sels.

L'eau salée étant presque toujours présente dans le mélange à séparer, on peut se demander s'il n'est pas plus convenable de remplacer les séparateurs diphasiques par des séparateurs triphasiques pour les applications pétrolières. En fait, cette option est possible. Le choix doit se faire en tenant compte des caractéristiques de chaque exploitation et de différents facteurs :

- ⇨ Si l'on s'attend à d'importants flux d'eau, utiliser un séparateur triphasique au premier étage de séparation permettra de réduire considérablement la taille des séparateurs en aval.
- ⇨ En matière de séparateurs compacts, la séparation triphasique est largement moins maîtrisée que la séparation diphasique.
- ⇨ Si les différents puits traités par l'installation ont des caractéristiques de pression et de température similaires, il peut s'avérer bénéfique de traiter l'eau dès le premier étage de séparation. Par contre, si les puits individuels manifestent des comportements différents, il reste préférable que le premier séparateur soit diphasique.

16. Pour "Free-Water Knockout"

La séparation dans le contexte de l'industrie pétrolière est particulière, et diffère des séparations effectuées dans les autres domaines industriels, d'où la nécessité d'utiliser des séparateurs différents. En effet, peu de procédés mettent en jeu à la fois de gros débits de liquide et de gaz, et dont les proportions peuvent varier dans une gamme très large en fonction du temps. Avant de discuter des séparateurs employés, on va énumérer les facteurs qui influencent le plus leur dimensionnement :

- ⇒ Les débits des phases liquides et gazeuses : minimum, moyenne et maximum. Ces valeurs doivent être prévues en tenant compte des propriétés thermodynamiques du mélange, un changement de phase ayant lieu à chaque étage de séparation.
- ⇒ La possibilité de formation de bouchons dans le mélange d'alimentation, notamment les bouchons sévères (voir Section C.3). Ce facteur est très important pour le dimensionnement du séparateur HP, qui doit être capable de gérer ces énormes oscillations de débits et de pression. L'utilisation d'un "Slug Catcher" peut s'avérer nécessaire.
- ⇒ Les propriétés physiques des fluides comme la densité (et la compressibilité pour les gaz), la viscosité...
- ⇒ La taille des gouttelettes dans le mélange d'entrée, et l'efficacité de séparation désirée.
- ⇒ La tendance à mousser de la phase liquide.
- ⇒ La tendance du mélange à générer des dépôts solides (voir Section C.1).
- ⇒ La corrosivité des phases.
- ⇒ La présence de débris solides (roches, cristaux de sels...) ou de sable.

### 1.4.1 Les séparateurs classiques

Ces ballons, horizontaux ou verticaux, sont les séparateurs gravitaires classiques sur lesquels s'est longtemps appuyée l'industrie pétrolière. Ils consistent en un grand volume dans lequel transitent les différentes phases (voir Fig.1.12 et Fig.1.13). L'augmentation de la surface effective d'écoulement (par rapport à la conduite d'entrée) conduit au ralentissement du mélange. Ce ralentissement doit être suffisant pour que la gravité domine les forces d'inertie, et puisse ainsi séparer les différentes phases par ordre de densité. Ces ballons peuvent être triphasiques ou diphasiques. C'est seulement le second cas qui sera abordé dans ce manuscrit. Le lecteur intéressé par l'application en triphasique peut consulter [Arnold2008] ou [Mokhatab2006].

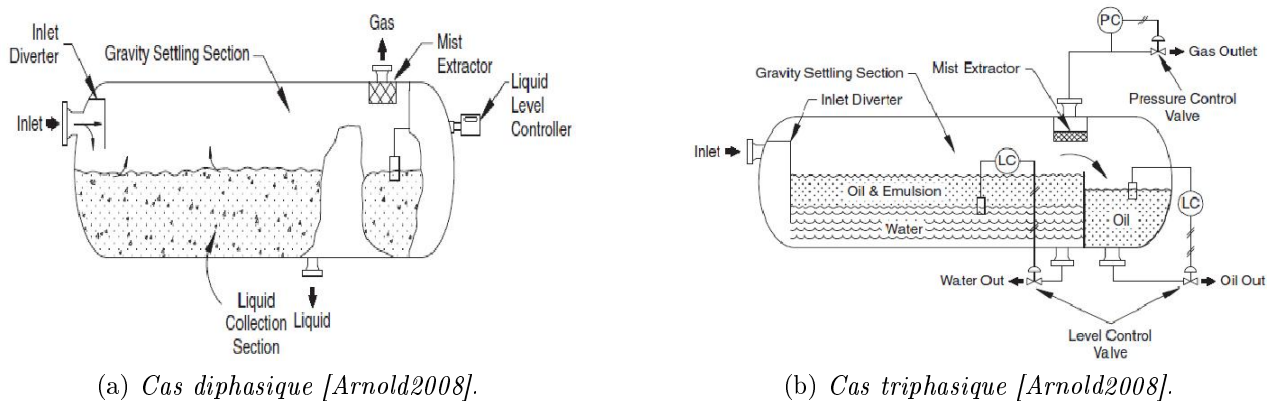


FIGURE 1.12 – Ballons horizontaux simples.

Une fois le mélange entré dans le séparateur, son ralentissement conduit à une première séparation grossière. Le liquide retombe vers le bas tout en englobant/emportant des bulles, et le gaz passe par le haut en emportant des gouttelettes liquides. Tout au long de leur transit, les gouttes

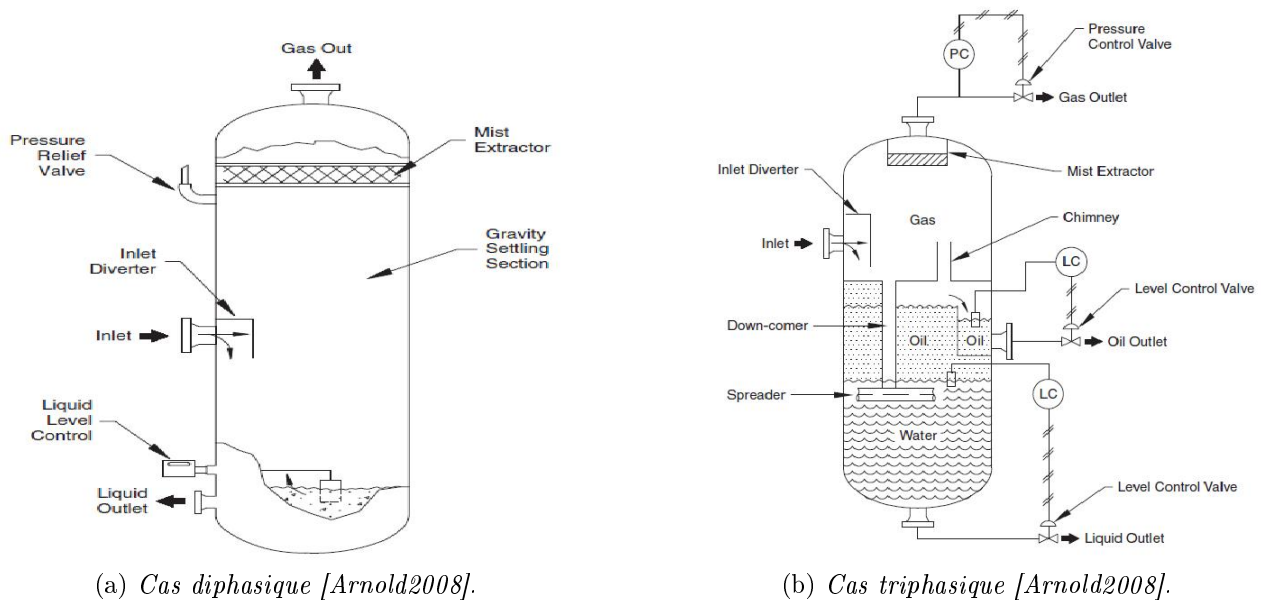


FIGURE 1.13 – *Ballons verticaux.*

et les bulles tentent de rejoindre l'interface principale et de se désengager. Le séparateur horizontal doit donc permettre un temps de rétention suffisant et un ralentissement adéquat du mélange, pour que les inclusions *aient le temps* de se libérer avant d'atteindre les sorties respectives. Le séparateur vertical par contre doit permettre un ralentissement suffisant pour que les inclusions *aient la possibilité* de rejoindre l'interface. Ainsi, pour une gouttelette donnée dans un séparateur vertical, la traînée doit être inférieure aux forces de flottabilité, sinon celle-ci ne retombera pas.

Le niveau du liquide est contrôlé par un système de commande. Un flotteur est généralement utilisé pour mesurer le niveau. Il est protégé par une cage de tranquillisation pour éviter des mesures "erronées" à causes des vagues ou autres perturbations. Le niveau de liquide doit être maintenu de façon à assurer un temps de rétention minimal du liquide, ainsi qu'une hauteur suffisante pour empêcher l'étirement de vortex de vidanges par la sortie inférieure. Ceci sans que le niveau du liquide ne vienne gêner l'écoulement de la phase gazeuse (en lui rétrécissant sa section effective d'écoulement) ou l'entrée du mélange (ce qui résulterait en une pulvérisation). La pression dans le séparateur est régulée par une vanne située à la sortie supérieure. Elle agit aussi comme dispositif de sécurité pouvant assurer la dépressurisation rapide du système.

Le principe de fonctionnement de ces séparateurs, qu'ils soient horizontaux ou verticaux, est donc le même dans les grandes lignes. La différence essentielle est que dans un ballon horizontal, la séparation s'effectue perpendiculairement à la direction de l'écoulement, tandis qu'elle s'effectue à contre-courant dans un ballon vertical. Elle est donc moins aisée dans le second cas. Diverses unités peuvent être ajoutées à l'intérieur du séparateur pour améliorer ses performances.

Les détails sur ces séparateurs (et sur d'autres séparateurs moins employés) ainsi que sur leur dimensionnement sont donnés dans l'Annexe B.

## 1.4.2 Séparation sous-marine et séparation de fond

Alors que les puits terrestres sont délaissés quand la pression au réservoir s'abaisse jusqu'à 10 bar environ, les puits offshore profonds deviennent non rentables alors que leur pression est encore aux alentours de 100 bar (voire 300 bar parfois). Ceci est dû à l'énorme contre-pression hydrostatique et aux pertes de charge ajoutées par les longs risers à l'intérieur desquels l'écoulement est en général

multiphasique.

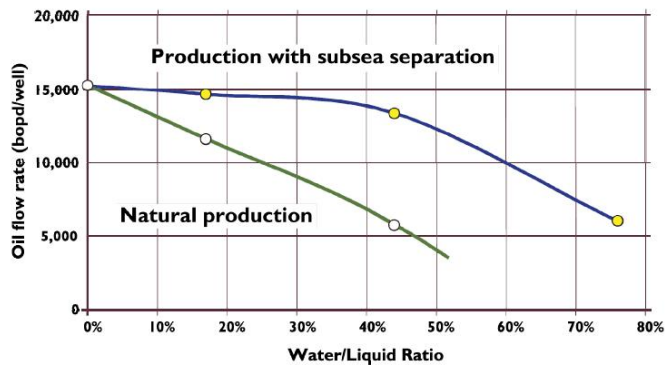


FIGURE 1.14 – Comparaison de la production avec et sans séparation sous-marine ([Grieb2008]).

remonter un mélange essentiellement constitué d'eau. La nouvelle solution, qui est clairement supérieure sur de nombreux points, est la séparation sous-marine.

La séparation sous-marine consiste à effectuer une première séparation des phases au niveau du lit marin. Les phases inutiles peuvent être réinjectées dans le puits, et les hydrocarbures remontés jusqu'en surface. Jusqu'à l'heure actuelle, la séparation sous-marine se résume à une pré-séparation. Les fluides remontés doivent être traités par d'autres séparateurs situés sur la plateforme, avant qu'ils ne soient envoyés à la raffinerie. Les avantages de cette technologie sont nombreux (voir l'Annexe C pour les détails) :

- ⇨ Réduction des coûts énergétiques liés au pompage de l'eau (voir Fig.1.14) : Seuls les hydrocarbures utiles sont remontés à la surface. L'exploitation des puits matures, marginaux ou classés auparavant comme sous-commerciaux peut devenir économique. L'eau, et le gaz s'il n'est pas commercialisable, sont réinjectés dans le puits pour maintenir la pression du réservoir.
- ⇨ Réduction des dépenses thermiques et des injections chimiques : Une fois l'eau éliminée, l'ensemble des inhibiteurs chimiques injectés et de l'énergie destinée à chauffer le mélange va se retrouver dans la phase visée.
- ⇨ Réduction de la contre pression dans les risers : Le brut et le gaz peuvent être remontés dans des conduites séparées, les énormes pertes de charge liées aux écoulements multiphasiques gaz-liquide sont ainsi minimisées. Le taux de récupération du brut est ainsi amélioré. Ceci permet également d'abaisser la pression dans les risers.
- ⇨ Réduction du risque de génération de bouchons sévères.
- ⇨ Réduction des risques de dépôts solides : Une fois l'eau éliminée, les risques de formations d'hydrates et de dépôts minéraux sont nettement atténués.
- ⇨ Réduction des taux d'érosion : Ceci est possible par la séparation du sable et des débris. Dans le cas d'un puits à gaz, ces solides sont généralement éliminés avec l'eau.
- ⇨ Gain en espace sur la plateforme : Une partie du mélange éliminée et une autre pré-séparée, le volume des séparateurs situés sur la plateforme est réduit. Ce gain peut être augmenté si certains de ces séparateurs sont également placés sur le lit marin.
- ⇨ Possibilité d'utilisation de pompes monophasiques : Elles sont moins chères et plus efficaces que les pompes multiphasiques.

Cette technologie est aujourd'hui utilisée dans un bon nombre de champs offshore. Une bonne partie des exploitations, comme le fameux gisement TROLL C, emploient encore des séparateurs gravitaires, mais les séparateurs compacts et simples leur sont préférés :

L'industrie pétrolière a d'abord utilisé le pompage multiphasique pour communiquer aux fluides le gain de charge nécessaire à leur remontée. Ceci se fait à l'aide de pompes multiphasiques, de compresseurs à gaz humides (pouvant tolérer une présence de liquide), ou à l'aide de techniques de gaz lift. L'ensemble du mélange issu du puits est ainsi remonté jusqu'en surface. On pourra trouver les détails ainsi qu'une liste de champs pétrolifères utilisant aujourd'hui ces techniques dans [Grieb2008], [Nikhar2006] ou [Scott2004].

Cependant, avec l'âge du puits, le pompage multiphasique devient de moins en moins rentable : on dépense en effet de l'énergie pour re-

- ⇨ Les coûts d'intervention, compte tenu de la profondeur, sont élevés. Un séparateur simple présente moins de risques de tomber en panne. Plus le séparateur est complexe, plus sa maintenance risque d'être lourde, difficile et longue.
- ⇨ Un temps de séjour minimal du fluide est souhaité, ceci pour minimiser les pertes thermiques.
- ⇨ Compte tenu des pressions exercées sur le séparateur, le châssis devrait être bien épais. Un séparateur compact devrait permettre une bonne économie de métal.

Le GLCC est donc un candidat potentiel pour cette application. Ces principaux concurrents sont : le VASPS<sup>17</sup> (Fig.1.15a), initialement développé par British Petroleum, et le CS<sup>18</sup> (Fig.1.15b) développé par Petrobras et l'Université de Campinas (Brésil).

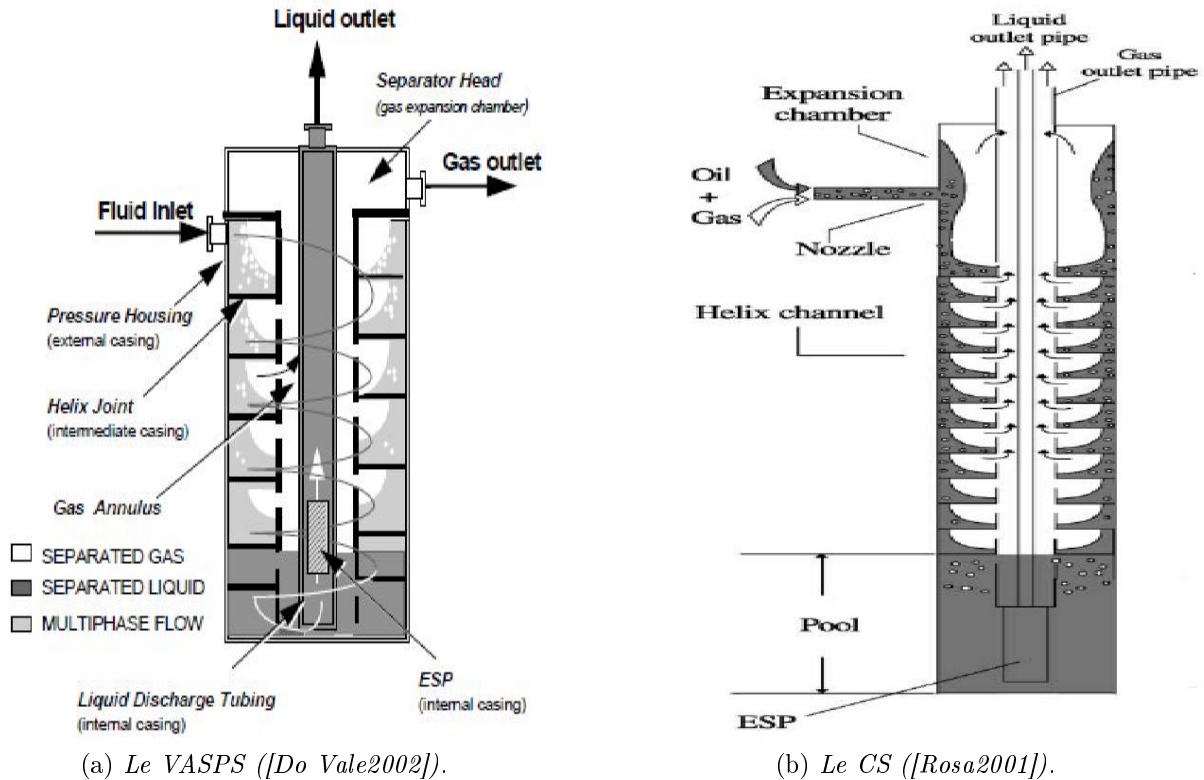


FIGURE 1.15 – Principaux concurrents compacts du GLCC.

Le VASPS est le séparateur le plus employé dans la séparation sous-marine aujourd'hui. Le CS, plus récent, a été utilisé dans des champs pétrolifères exploités par Petrobras. On va résumer le principe de fonctionnement du CS, celui du VASPS étant assez similaire.

Le mélange gaz-liquide est d'abord injecté tangentiellement dans une conduite généralement cylindrique. Une première séparation s'ensuit grâce à la détente, et les fluctuations de débit et de pression sont lissées. Le liquide se distribue sur les parois de la conduite en un film mince tournant à grande vitesse. Le gaz peut s'échapper vers la sortie qui lui est prévue.

Le liquide emprunte ensuite une canalisation en hélice, où les bulles qu'il a entraînées se désengagent par flottabilité et par centrifugation. Il rejoint finalement le fond du séparateur où la séparation s'opère uniquement par gravité. Durant ce parcours, le gaz a toujours la possibilité de rejoindre sa sortie depuis le centre du séparateur. Le liquide peut quant à lui remonter dans la sortie qui lui est prévue une fois qu'il atteint le bas du séparateur. Une pompe ESP<sup>19</sup> peut l'aider

17. Pour "Vertical Annular Separation and Pumping System"

18. Pour "Cyclone Separator".

19. Pour "Electrical Submersible Pump" en Anglais.

à rejoindre la surface. Toutefois, comme le note [Rosa2001], la technique du gaz lift est souvent employée. En effet il n'existe pas de pompes ESP pouvant fournir le gain de charge nécessaire dans les environnements offshore profonds et ultra-profonds.

Un système de commande est généralement utilisé pour assurer le bon fonctionnement du séparateur (ajustement du niveau de liquide par exemple...) [Melo2007]. Des détails sur les VASPS, ainsi qu'une liste de champs où ils sont opérants peuvent être trouvés dans [Do Vale2002] ou [Grieb2008]. Quant aux CS, on peut se référer à l'étude très intéressante de [Rosa2001].

En ce qui concerne la séparation de fond, elle constitue une technologie qui pousse encore plus loin que la séparation sous-marine : la séparation s'effectue avant même que les fluides ne sortent du puits. Les avantages permis par la séparation sous-marine sont ainsi améliorés.

Dans les cas offshore, elle est encore considérée comme émergente. Elle accroît les coûts d'intervention, sachant que la production de sable peut induire de nombreux problèmes dans les séparateurs (surtout si la nature du réservoir est sableuse).

Compte tenu de la section du puits, les séparateurs centrifuges sont souhaitables pour que la séparation puisse être efficace. Cependant des séparateurs gravitaires adéquats tels le HPS<sup>©</sup><sup>20</sup> ([Pérez2005], [Othman2010]) peuvent être utilisés. Le GLCC devrait bien convenir pour cette application. Des détails sur cette technologie peuvent être trouvés dans [Veil2004] et [Scott2004].

### 1.4.3 Propriétés physicochimiques du pétrole et du gaz naturel

La brut est un liquide souvent visqueux, et dont la couleur varie suivant la provenance : le brut de Ghawar en Arabie Saoudite est de couleur brun noir, le brut de Moonie en Australie vire au vert... Il dégage une odeur d'hydrocarbures ou de sulfure d'hydrogène (odeur d'œufs pourris).

Les expériences de laboratoire portant sur le GLCC se font généralement avec des systèmes air-eau. Il est important de connaître les propriétés physicochimiques du pétrole pour ainsi prédire et étudier le fonctionnement qu'auraient les prototypes montés sur le terrain. L'examen de différentes sources nous a permis de relever des tendances que l'on présente dans ce paragraphe :

#### 1.4.3.1 Masse volumique

Dans le domaine pétrolier, on préfère exprimer la lourdeur du pétrole en °API<sup>21</sup>, plutôt que par sa masse volumique ou sa densité. L'eau à 4°C a un °API de 10 : un °API supérieur signifie que le fluide est moins dense que l'eau, et vice versa. La formule de conversion entre °API et densité est la suivante :

$$^{\circ}API(fluide) = \frac{141,7}{Densité\ du\ fluide\ à\ 60^{\circ}F} - 131,5 \quad (1.3)$$

Pour rappel, 60 °Fahrenheit correspondent à environ 15,56 °Celsius. La pression considérée est la pression atmosphérique.

Il est utile de classer les bruts selon leur densité, surtout qu'en général, elle est étroitement liée à leur prix (voir l'Annexe A pour les détails). On distinguera trois catégories (ces limites ne sont pas strictement admises chez tous les pétroliers) :

⇨ Le brut léger<sup>22</sup> : Il possède un °API  $\geq 31,1$ , donc une masse volumique  $\leq 870\text{ kg/m}^3$  à 15,5°C.

20. Pour "Horizontal Pipe Separator", Copyright, The University of Tulsa, 1999

21. Pour "American Petroleum Institute".

22. "Light crude oil" en Anglais.

- ⇨ Le brut moyen ou intermédiaire<sup>23</sup> : Son °API se situe entre 22,3 et 31,1, sa masse volumique entre 870 kg/m<sup>3</sup> et 920 kg/m<sup>3</sup>
- ⇨ Le brut lourd<sup>24</sup> : Son °API est ≤ 22,3.

[Arnold2008] fournit des abaques expérimentaux permettant d'estimer la densité des bruts à différentes températures en fonction de leur °API uniquement.

Quant au gaz naturel, celui-ci est essentiellement constitué de méthane. Sa masse volumique va dépendre de la pression du procédé. Des détails peuvent être trouvés dans l'Annexe A.

### 1.4.3.2 Viscosité

La viscosité des bruts va conditionner les pertes de charge et les dimensions/caractéristiques des séparateurs ou des pompes. Bien sûr, une bonne fluidité du brut est souhaitable pour améliorer son écoulement et sa récupération. La viscosité n'est pas censée dépendre de la pression exercée sur le liquide, tant qu'il n'est pas viscoélastique. Or dans la réalité, et même pour un fluide jugé newtonien incompressible, des pressions aussi importantes que celles régnantes dans les réservoirs de pétrole vont accroître sa viscosité. Des explications détaillées et relevant de la physique des liquides peuvent être trouvées dans [Bardon2008] ou [Guyon2001]. Quant à la température, son augmentation abaisse la viscosité des liquides. [Wauquier1994] indique que cette baisse de viscosité est plus prononcée dans le cas des bruts paraffiniques que dans le cas des bruts naphthéniques ou mixtes.

En examinant différentes sources dont les plus importantes sont [Poindexter2002] et [Arnold2008], les tendances générales suivantes ont pu être dégagées :

- ⇨ La viscosité du pétrole est corrélée à son °API : plus le brut est léger, plus il est fluide.
- ⇨ La viscosité dynamique du pétrole léger est du même ordre de grandeur que celle de l'eau. Celle du pétrole intermédiaire est jusqu'à cent fois plus grande. La viscosité du pétrole lourd dépasse les 0,1 Pa.s. [Arnold2008] fournit des abaques permettant d'estimer la viscosité de l'huile suivant sa température et son °API.
- ⇨ Cette tendance semble logique, puisque les coupes légères, principaux constituants des bruts légers, ont une faible viscosité. Les coupes lourdes se trouvant en fractions importantes dans les pétroles lourds sont quant à elles très visqueuses.

On note que dans l'industrie pétrolière, on se réfère non seulement à la viscosité pour dimensionner les pompes, mais aussi au point d'écoulement<sup>25</sup>. Contrairement à ce que certains peuvent imaginer, ces deux notions ne vont pas nécessairement dans le même sens.

Quant au gaz naturel, sa viscosité dynamique du mélange peut être estimée par la formule suivante :

$$\mu_{\text{gaz naturel}} = \frac{\sum_{i=1}^n y_i \mu_i \sqrt{M_i}}{\sum_{i=1}^n y_i \sqrt{M_i}} \quad (1.4)$$

avec  $y_i$ ,  $\mu_i$  et  $M_i$  respectivement la fraction molaire, la viscosité dynamique et la masse molaire des différents constituants du gaz naturel (voir Paragraphe A.2.4.1). A la différence des liquides, la viscosité des gaz augmente avec la température. On peut se référer à [Bardon2008] ou [Guyon2001] pour des explications dépassant le cadre de la mécanique des milieux continus.

### 1.4.3.3 Comportement rhéologique

La plupart des sources évoquant des valeurs de viscosité de bruts fournissent une seule valeur (pour une condition de température donnée) par fluide, ce qui laisse entendre qu'elles le considèrent

---

23. "Medium oil" en Anglais.

24. "Heavy crude oil" en Anglais.

25. Température à partir de laquelle le fluide commence à s'écouler.

comme newtonien. Ceci même pour les extra-lourds dont en toute évidence le comportement rhéologique est extrêmement complexe : la température du réservoir de ces bruts est inférieure à la limite de solidification d'un bon nombre de leurs composants.

Très peu de sources accessibles se sont penchées sur le comportement rhéologique des bruts. Leur examen nous a permis de tirer des tendances qu'on exposera ci-dessous, avant d'appuyer nos constats par le peu de résultats disponibles dans la littérature.

Le brut est un mélange d'hydrocarbures dont les températures d'ébullition varient sur une gamme bien large. Sous des conditions de température et de pression normales, une partie de ces composants est censée être à l'état solide. D'un point de vue méso structurel, le brut pourrait donc être situé dans la classe des suspensions ([Dante2007], [Meriem Benziane2010]). Son comportement est donc généralement non newtonien, d'autant plus qu'il contient des fractions lourdes, et d'autant plus que ces fractions sont susceptibles de se solidifier (baisse de température, hausse de pression). Le brut ne peut donc être assimilé à un fluide newtonien que s'il est porté à une température convenable. Cette température est a priori plus basse lorsque celui-ci est léger.

Nous allons maintenant exposer quelques sources nous ayant permis de dresser ces constats :

- ⇨ [Cheng1998] qui étudia le comportement des bruts lourds dans les conditions du réservoir. Il a rapporté que ces bruts peuvent présenter des comportements de type plastique de Bringham (fluide à seuil), rhéofluidifiants (ou pseudo-plastiques), et même dilatants (ou rhéoépaississant) et viscoélastiques. (Pour plus de détails sur ces comportements non-newtoniens, consulter [Guyon2001] ou les cours/ouvrages spécialisés tels que [Ould El Moctar2008])
- ⇨ [Dante2007] ont étudié la rhéologie d'un brut lourd Mexicain, et ont observé un comportement viscoélastique.
- ⇨ [Meriem Benziane2010] ont étudié le cas d'un pétrole Algérien (dont la source exacte et le °API ne sont pas rapportés) et ont montré que ce dernier présentait un comportement rhéofluidifiant à seuil.
- ⇨ En ce qui concerne l'influence de la température, on peut observer la Figure 1.16. On constate une baisse de la viscosité et également du caractère non newtonien du brut lorsque la température augmente.

On remarque aussi sur le graphe de la Figure 1.16a que la viscosité du brut concerné varie peu avec la température lorsque celle-ci se situe entre 25°C et 50°C. Sa variation est beaucoup plus importante pour les températures inférieures. [Safri2007] attribuent ce comportement à la présence de paraffines dans le brut.

Quant au gaz naturel, à notre connaissance, tous les gaz présentent un comportement newtonien. Des détails sur le comportement du gaz naturel en tant que mélange de gaz non parfaits peuvent être trouvés dans le Paragraphe A.2.4.2.

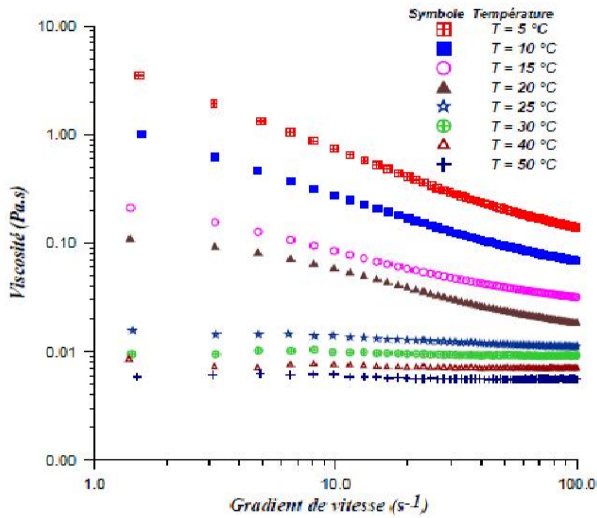
#### 1.4.3.4 Tension superficielle et pouvoir moussant

De nombreuses sources mentionnent que certains bruts sont moussants, vu qu'ils contiennent des surfactants. La mousse ne peut être générée dans un corps pur. Elle nécessite la présence d'agents de surface venant rigidifier les interfaces, et leur conférer une certaine stabilité mécanique. Toutefois, très peu de sources rapportent des valeurs de tension superficielle des bruts, ou une caractérisation de la mousse qu'ils peuvent générer.

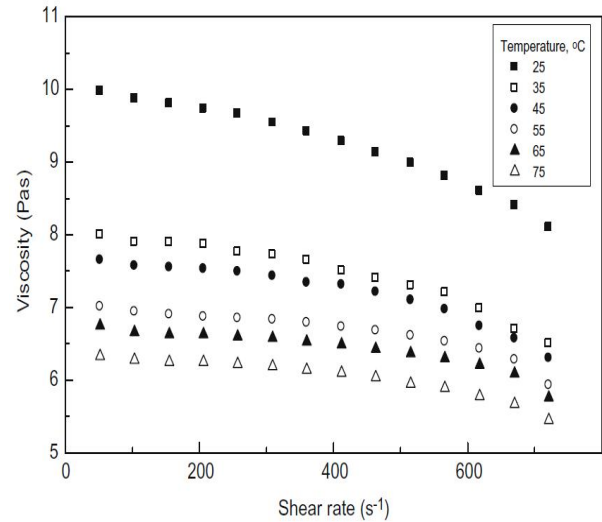
La seule source considérant le sujet en détail est [Poindexter2002]. Ils ont mesuré la tension superficielle pour 11 bruts : celle-ci était toujours comprise entre 25 et 30 mN/m dans les conditions standards de température et de pression. Les valeurs trouvées dans d'autres sources se situent dans cette fourchette, à part une valeur de 20 mN/m reportée dans [Petalas1998].

[Poindexter2002] ont aussi caractérisé la mousse pour 18 bruts différents. Le gaz utilisé était l'azote. Les résultats montrent que les différents bruts considérés ont des pouvoirs moussants bien





(a) Cas d'un brut Algérien de Hassi R'Mel (image tirée de [Safri2007]).



(b) Cas d'un brut lourd (image tirée de [Hasan2010]).

FIGURE 1.16 – Variation de la viscosité du brut en fonction de la température et le taux de cisaillement.

éloignés. Pour les mêmes conditions de génération de mousse, les volumes de mousse engendrés par chaque huile étaient dissemblables. Les auteurs ont ensuite mesuré le taux de dissipation de la mousse une fois l'injection de gaz arrêtée. Les résultats montrent également des comportements distincts pour les différents bruts.

En conclusion, la caractérisation complète de la mousse est une tâche difficile, voire impossible. Il existe énormément de paramètres de caractérisation, dépendant pour la plupart des conditions de génération : texture (granulométrie évolutive des bulles), qualité (fraction volumique des phases), comportement rhéologique (généralement de type *non newtonien compressible*), taux de drainage et de coalescence (qui dépendent généralement du temps)... Donc pour conclure, il n'est pas possible d'affirmer que la mousse obtenue à l'aide d'une expérience donnée a un comportement similaire à celle qu'on retrouvera dans le puits pétrolier.



# Chapitre 2

## Le GLCC : Du fonctionnement à la conception

Comme on a pu le voir dans la partie précédente, les séparateurs classiques utilisés par l'industrie pétrolière sont fiables, mais présentent plusieurs inconvénients. Ils sont lourds, encombrants, chers à construire et du point de vue maintenance, et ne conviennent pas à la séparation de fond. Le temps de séjour du mélange est important, ce qui accroît les pertes thermiques et peut conduire à des précipitations solides (voir Annexe C). On est donc obligé de les chauffer ou d'utiliser des quantités supplémentaires d'inhibiteurs de précipitation. Certaines pièces intérieures telles que les amortisseurs de vagues ou les éliminateurs de brouillard peuvent s'encrasser par certains dépôts solides, ou se boucher par une accumulation de grains de sable. Comme on va le voir, le GLCC est capable de surmonter une bonne partie de ces défis, et autorise donc une économie considérable sur le procédé de séparation.

On commencera ce chapitre par un exposé sur les applications du GLCC et ses potentiels. On se penchera ensuite sur le sujet des écoulements gaz-liquide en conduite. Ce thème est en fait essentiel pour comprendre l'influence de l'écoulement à l'entrée sur les performances du système. En plus, il est important de discuter de ces écoulements plus simples que les écoulements ayant lieu dans le GLCC, et pour lesquels une composante azimutale de vitesse est ajoutée. En effet, ces derniers n'ont presque jamais été étudiés en détails. Les écoulements gaz-liquide parallèles serviront donc de base pour comprendre les écoulements gaz-liquide tourbillonnaires.

Nous exposerons ensuite les différents résultats de la littérature concernant le GLCC. On discutera du modèle théorique développé par l'équipe TUSTP de l'Université de Tulsa. Il ne s'agit pas de le traiter dans ses détails (surtout qu'il est disponible dans différentes publications de cette équipe), mais plutôt de décrire le raisonnement physique sur lequel se base ce modèle. En fait, dans la seconde partie de ce manuscrit, on va montrer qu'une grande partie du raisonnement et des approximations utilisés pour développer ce modèle ne tiennent pas réellement compte de la physique des phénomènes rencontrés.

Finalement, on clôture le chapitre par un exposé sur les différentes unités qui peuvent être combinées au GLCC pour renforcer son efficacité, ainsi qu'une discussion sur des applications du GLCC qui vont plus loin que la séparation gaz-liquide.

## 2.1 Géométrie de base, fonctionnement et applications du GLCC

### 2.1.1 Géométrie et fonctionnement

Le GLCC (Fig.2.1) est composé d'une conduite cylindrique verticale qui constitue le corps du séparateur. Elle est munie d'une entrée tangentielle inclinée et située à mi-hauteur environ, et de deux jambes de sorties respectives en haut et en bas. Lors du fonctionnement normal du système, le gaz sort par le haut tandis que le liquide emprunte la sortie du bas. Pour certaines applications (voir Section 2.1.2), les deux sorties sont recombinaées comme représenté sur la Figure 2.1.

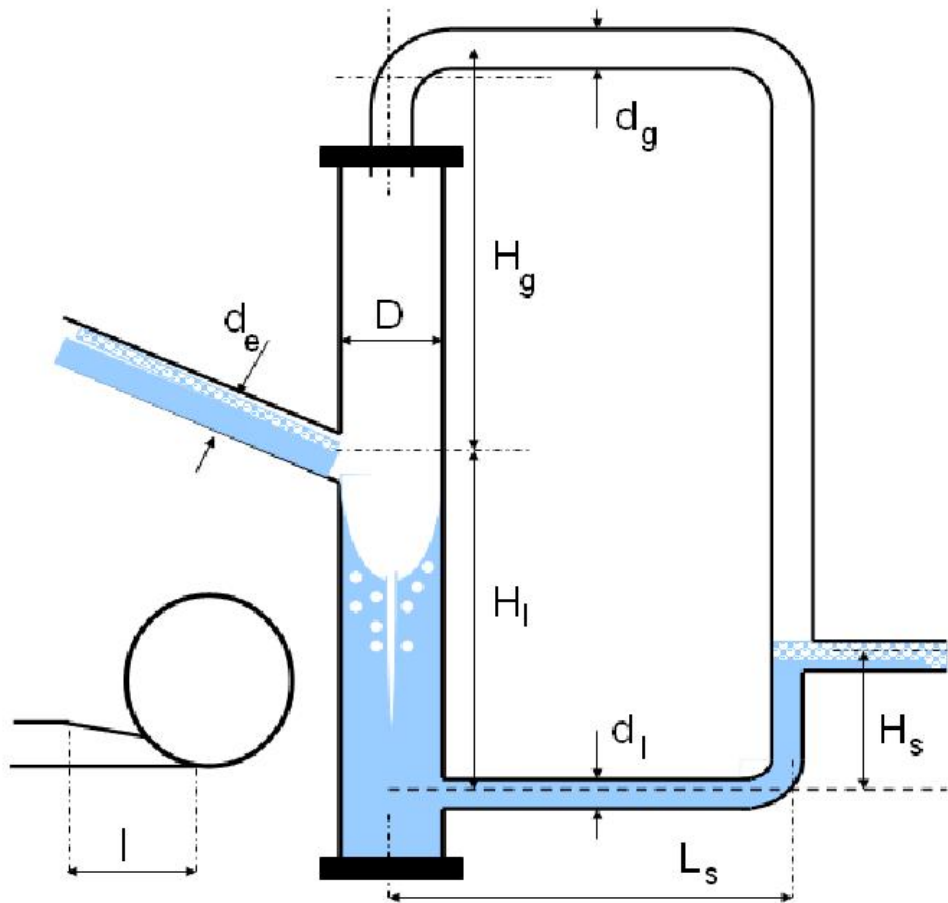


FIGURE 2.1 – Géométrie de base du GLCC.

Du fait de l'entrée tangentielle, l'écoulement multiphasique alimentant le système engendre un mouvement tourbillonnaire, et un vortex localisé s'étend dans tout le système. Le liquide se dirige essentiellement vers la partie inférieure du séparateur tout en emportant/engloutissant des bulles, tandis que le gaz occupe la partie supérieure. L'interface gaz-liquide principale se creuse lorsque l'effet de la force centrifuge est suffisant : le vortex localisé est ainsi visualisé. On se référera souvent au "vortex liquide localisé" simplement par le mot vortex.

Dans la partie basse du système, les grosses bulles regagnent rapidement l'interface sous l'effet de la poussée d'Archimède. Les bulles plus petites, tout en étant entraînées vers le bas par le liquide, se dirigent radialement vers le centre du vortex sous l'effet du champ centrifuge, et se rassemblent en un filament : ce filament de bulles permet de visualiser le cœur du tourbillon. Ce

filament rejoint l'interface principale et les bulles sont ainsi séparées : en effet, au centre de la conduite, la vitesse moyenne du liquide est très faible, voire souvent dirigée vers le haut (Fig.2.2) (ce point sera détaillé dans la Section 3.1.2.2). Les bulles arrivent donc à remonter grâce à la poussée d'Archimède, tout en étant souvent aidées par liquide. On note que  $R_{cap}$ , le rayon de la zone d'inversion d'écoulement, est bien plus important que la taille du filament.

Toutefois, il est possible qu'une partie des bulles ne soit pas séparée, et qu'elle sorte par la jambe prévue pour le liquide : le phénomène est dit GCU (pour "Gas Carry Under" en Anglais). [Marti1996] identifie trois mécanismes responsables du GCU :

- ⇨ Les bulles les plus petites, pour lesquelles le champ centrifuge ne suffit pas pour qu'elles rejoignent le cœur gazeux à temps.
- ⇨ L'instabilité du filament de bulles qui s'agite et qui peut se rompre occasionnellement.
- ⇨ L'augmentation brusque du débit de liquide qui pousse des essaims de bulles vers le bas.

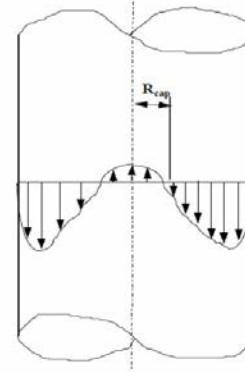


FIGURE 2.2 – Profil approximatif de la vitesse axiale du liquide dans le bas du GLCC ([Marti1996]).

Dans la partie supérieure du GLCC, les gouttelettes de liquide sont centrifugées jusqu'aux parois, où elles coalescent en un film liquide difficilement entraînable par le gaz, et qui retombe par la suite vers le bas par gravité. Toutefois, si le débit de gaz dépasse un certain seuil tolérable par le système, du liquide est transporté jusqu'à la sortie supérieure : c'est le LCO (pour "Liquid Carry Over" en Anglais). Notons que même lorsque le séparateur fonctionne normalement, et en plus du liquide transporté par les gouttes jusqu'aux parois, il y a souvent une masse annulaire de liquide, plus ou moins épaisse, et qui tourne à grande vitesse juste au-dessus de l'alimentation. Cette quantité de liquide dans la partie supérieure se forme bien avant qu'il y ait LCO (le flux moyen de liquide vers le haut restant évidemment nul). Elle résulte de l'impact entre le jet d'entrée et les parois du cyclone.

On note que le GLCC n'inclut pas d'éliminateur de brouillard (voir Paragraphe B.2). En effet, compte tenu de l'efficacité de la séparation centrifuge, les débits d'air qui initient le LCO sont a priori assez conséquents pour qu'un extracteur de gouttelettes puisse fonctionner correctement : le liquide collecté serait réentraîné.

Le niveau du vortex est un paramètre très important pour un bon fonctionnement du GLCC. S'il dépasse le niveau de l'alimentation, il perturbe/casse le vortex gazeux. Aussi, le gaz se frayant un chemin va pulvériser une partie du liquide et risque ainsi d'initier un LCO prématuré. Si par contre le niveau du vortex est très bas, outre l'atténuation de l'intensité tourbillonnaire, les bulles englouties n'auront pas le temps de se désengager et le GCU sera important. Le niveau du vortex étant directement lié aux débits d'entrée et aux contre-pressions dans les jambes de sortie, dans le cas où il est monté sur des lignes variables avec le temps, le GLCC doit être asservi par l'intermédiaire de deux vannes commandées et installées au niveau des sorties pour préserver une hauteur convenable de liquide. De plus, comme pour tous les séparateurs centrifuges, l'intensité tourbillonnaire (et donc l'efficacité de la séparation) est liée aux débits d'entrée : le GLCC est donc moins souple en débits que les séparateurs conventionnels.

## 2.1.2 Potentiels et applications

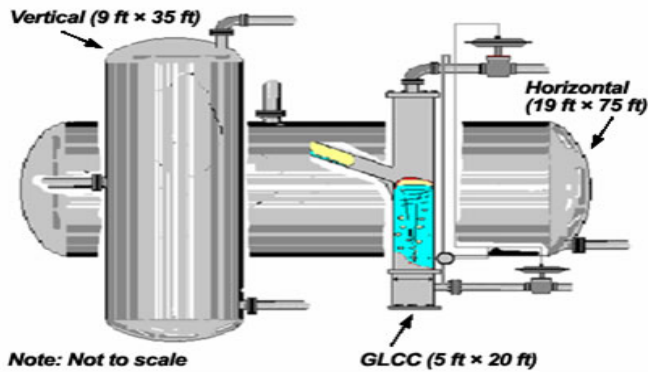


FIGURE 2.3 – Comparaison de taille entre le GLCC et les ballons classiques ([Gomez1998a]).

à une pression de 7,9 bars environ. En considérant que les séparateurs sont à moitié remplis de liquide, le poids du GLCC serait respectivement 1/8 et 1/64 de celui du ballon vertical et du ballon horizontal. Le GLCC est donc un séparateur “léger”.

En plus, le GLCC ne contient ni pièces mobiles ni unités internes pouvant s’encrasser, ses coûts de construction sont faibles et il ne nécessite qu’une très faible maintenance. C’est le séparateur gaz-liquide le plus simple. Le temps de séjour du fluide est bien plus faible qu’avec les séparateurs classiques.

Pour toutes ces raisons, le GLCC est un séparateur potentiellement intéressant pour l’industrie pétrolière. Son utilisation est encore plus bénéfique dans les cas offshore ou pour la séparation de fond (où la compacité est importante, la place étant comptée), pour la séparation sous-marine ou pour les applications arctiques (où un faible temps de séjour du fluide est souhaité pour minimiser les pertes thermiques)... Il peut être utilisé pour une séparation totale ou pour une séparation partielle (quand elle peut suffire) suivant les applications. Une séparation partielle permet aux équipements en aval d’être plus petits, moins chers, et souvent plus efficaces.

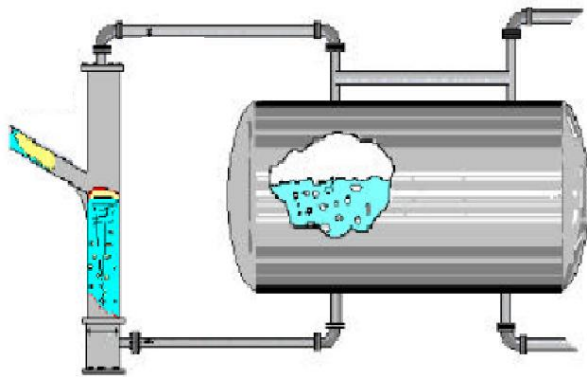


FIGURE 2.4 – GLCC utilisé en tant que pré-séparateur [Gomez1999a].

Toutefois, à la connaissance de l’auteur et au moins jusqu’en 1998 ([Shoham1998]), peu des GLCCs installés ont été employés à des fins de séparation gaz-liquide complète. Il semble que les industriels sont encore méfiants, et ne veulent pas s’aventurer à confier au GLCC seul la tâche de la séparation gaz-liquide. En effet, un mauvais fonctionnement pourrait entraîner des pertes

Le GLCC fonctionnant sur un principe cyclonique, il est bien plus compact que les séparateurs classiques. La Figure 2.3 montre la différence de la taille requise par le GLCC et les séparateurs classiques, pour subvenir à séparer le mélange issu d’un champ pétrolier exploité par Chevron (les dimensions sont *calculées* par [Gomez1998a] et ne sont pas issues d’expériences) : les débits moyens de liquide et de gaz sont respectivement 100 000 barils par jour (environ 660 m<sup>3</sup>/h) et 70 000 Mscf<sup>1</sup> par jour (soit environ 82 600 m<sup>3</sup> de gaz par heure, mesurés dans les conditions standard de température et de pression), le procédé se déroule

L’industrie pétrolière s’y est donc extrêmement intéressée. La recherche sur le GLCC se fait essentiellement par l’équipe TUSTP de l’Université de Tulsa (en Oklahoma aux États-Unis), dirigée par deux grands professionnels : O. Shoham et R. Mohan. L’équipe travaille sur le sujet depuis 1994. Elle est sponsorisée par 16 compagnies industrielles (dont plusieurs multinationales) : Chevron, Shell, Petrobras, Total, Saudi Aramco... Selon TUSTP [TUSTP2011], Chevron à elle seule dépenserait plus d’un million et demi de dollars par an pour financer la recherche sur le sujet ! En Mai 2007, TUSTP avait déjà installé 1450 GLCCs sur le terrain [TUSTP2011].

1. Pour “thousand standard cubic feet”. Standard réfère aux conditions de température et de pression.

considérables. Le dimensionnement du GLCC n'a donc pas encore gagné leur confiance. La Figure 2.4 montre une configuration où le GLCC est utilisé en tant que pré-séparateur. Cette application concerne un champ de gaz humides exploité par Petrobas. Avec l'âge du champ pétrolifère, l'augmentation de la production d'eau avait entraîné un phénomène de bouchons sévères, que le ballon séparateur ne pouvait gérer. Pour éviter de le remplacer par un ballon encore plus gros et plus cher, un GLCC fut installé en amont comme pré-séparateur. Le GLCC a ainsi permis à l'ancien séparateur de fonctionner correctement à nouveau.

Toutefois, l'application la plus répandue du GLCC, et qui a été le plus étudiée, est le contrôle du GLR<sup>2</sup> (rapport du débit de gaz sur celui du liquide dans les conduites) pour les débitmètres. Dans l'industrie pétrolière, l'opérateur a besoin de connaître les débits des différentes phases issues de chaque puits. Ceci pour des raisons de "Flow assurance", pour évaluer la rentabilité, ainsi que pour distribuer et optimiser sa production. Comme les séparateurs installés sont généralement utilisés pour traiter la production de différents puits dans le champ, ils ne peuvent servir à connaître les caractéristiques de chacun. L'industrie pétrolière a d'abord utilisé un séparateur classique (appelé "Well Test Separator" dans le jargon pétrolier), muni de débitmètres monophasiques, et qu'on connectait aux différents puits à tour de rôle. Le mélange est séparé et chaque phase mesurée. Cette solution n'est évidemment pas la plus pratique, puisque les mesures prennent du temps et mobilisent du personnel : le séparateur doit se remplir et se stabiliser pour qu'on effectue la mesure, il doit être purgé après, tout ceci peut demander des arrêts de production.

L'utilisation de débitmètres multiphasiques est une solution plus flexible et plus rapide. Ils se stabilisent rapidement, et sont donc très utiles pour optimiser certaines opérations telles que le gaz lift. En effet, la lecture rapide des débits de liquide et de gaz permet de déterminer le débit optimal de gaz à injecter. Les débitmètres multiphasiques permettent une surveillance en continu et en temps réel du puits, et peuvent être plus facilement déplacés qu'un séparateur. Cependant ils sont des instruments très complexes et chers. Leur efficacité diminue généralement lorsqu'il n'y a pas de phase clairement dominante dans le système. Plus ils sont capables de traiter une gamme étendue de rapports de débits gaz/liquide, plus ils sont chers.

C'est dans ce contexte que le GLCC a trouvé sa principale utilisation aujourd'hui. On place un débitmètre au niveau de chaque de sortie, et les débits des phases peuvent ainsi être mesurés en temps réel. Ses avantages sont qu'il est économique, et qu'il peut être utilisé en tant qu'instrument portatif. Dans certains cas, la qualité de la séparation effectuée permet d'utiliser des débitmètres monophasiques qui sont économiques : c'est le cas d'un GLCC monté au champ de Lake Maracaibo au Venezuela [Gomez1998b]. Ce système de mesure possède l'avantage de ne pas contenir de sources radioactives, ce qui est le cas d'un bon nombre de débitmètres multiphasiques. Si la qualité de la séparation empêche que l'on puisse se contenter d'employer des débitmètres monophasiques, on place alors des débitmètres multiphasiques au niveau des jambes de sortie du GLCC. Le GLCC placé en amont réduit le pourcentage de la phase dispersée, et permet d'utiliser des débitmètres plus petits et moins chers, et qui vont être plus fiables. L'économie permise serait d'environ quatre fois le prix du GLCC [Shoham1998].

Pour cette application de contrôle du GLR (rapport des débits de gaz et de liquide), les deux jambes de sortie du GLCC sont recombinaées, comme schématisé sur la Figure 2.1. Dans une grande partie des installations, le système fonctionne sans asservissement extérieur : l'application est dite "Stand-alone". La géométrie du séparateur ainsi que les débits des phases dictent la hauteur du vortex liquide. Le système est dimensionné de manière à ce que la hauteur du vortex liquide, pour les débits donnés, ne s'écarte pas trop de sa position optimale. La Figure 2.5a montre un prototype installé par Chevron au "Springer field" en Oklahoma (États-Unis). Il a coûté environ 7500 dollars américains, sachant qu'un séparateur classique et pour la même application en aurait

---

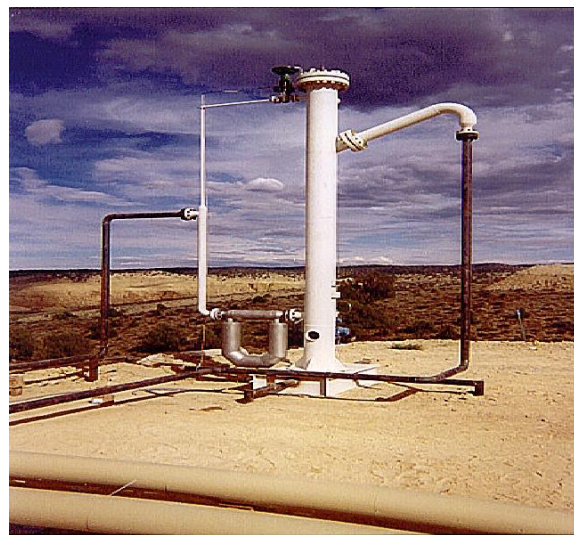
2. Pour "Gas on Liquid Ratio".

coûté 25000 [TUSTP2011]. Certes la boucle est plus encombrante qu'un débitmètre multiphasique, mais l'économie permise est énorme et la précision est meilleure. Un système de contrôle peut être employé pour améliorer les performances du système en gardant la colonne de liquide au niveau optimal. Le système de commande contrôle en fait la contre-pression dans une ou dans les deux jambes de sortie du séparateur par l'intermédiaire de vannes.

La technologie du GLCC a pu aussi se trouver une application non pétrolière. Pour extraire des minerais de bicarbonate de sodium enfouis à plusieurs centaines de mètres sous terre, "American Soda" injecte de l'eau chaude qui dissout les minerais et les remonte en surface. Des bulles de gaz également produites, constituées essentiellement de méthane et de gaz carbonique empêchent la mesure fiable des débits à l'aide d'un débitmètre Coriolis. Ainsi la société a eu recours aux GLCCs (Fig.2.5b) [Lansangan2001]. Ces auteurs mentionnent qu'à la date de leur publication, 26 GLCCs étaient déjà utilisés pour cette application. Ils sont asservis par un système qui contrôle une vanne située sur la jambe supérieure.



(a) Prototype installé par Chevron [Kouba1996].



(b) Prototype utilisé par "American Soda" [Lansangan2001].

FIGURE 2.5 – Des GLCCs opérationnels sur le terrain.

D'autres applications du GLCC suivent un principe similaire à l'application de mesure des débits. Ainsi, une pompe ou un "éliminateur de sable<sup>3</sup>" peuvent être placés dans la jambe de liquide. L'utilisation d'unités plus petites et moins chères est ainsi permise, et leur efficacité va augmenter. Comme déjà mentionné, l'hydrocyclone liquide-solide, un éliminateur de sable extrêmement utilisé, ne peut tolérer que de faibles taux de gaz avant que son efficacité ne chute brutalement.

D'autres exemples de GLCC opérationnels peuvent être trouvés dans [Kouba1995b], [Kouba1996], [Shoham1998], [Gomez1998b], [Wang2000]. L'examen de ces différents exemples semble indiquer que les performances du GLCC sont meilleures en terme de prévention du LCO que du GCU. Certaines applications comportent par exemple un débitmètre monophasique sur la jambe supérieure, et un débitmètre multiphasique sur la jambe du bas (pour tenir compte de la présence du gaz, et non pas de la présence simultanée d'eau et d'huile. Dans ce second cas, un débitmètre Coriolis permet de déduire le débit de chacune des phases.). Un autre exemple est le "Accuflow's Multiphase Metering System", qui est utilisé pour mesurer les débits. C'est un GLCC dont la jambe de sortie inférieure est connectée à un second étage de séparation pour éviter que les bulles ne faussent les mesures du débitmètre Coriolis [Kouba1996].

3. "De-sander" en Anglais.



## 2.2 Les écoulements gaz-liquide en conduite

Avant de se pencher sur l'hydrodynamique complexe gaz-liquide du GLCC, il convient d'exposer un bref aperçu sur des écoulements un peu plus simples, les écoulements gaz-liquide parallèles en conduite. Ce thème est important puisque le GLCC est sans doute sensible au régime d'écoulement dans la conduite d'entrée. De plus, les écoulements gaz-liquide avec une composante azimutale des vitesses n'ont presque jamais été étudiés en détails. Il est donc important d'exposer des données qui peuvent servir de base pour classer ces écoulements plus complexes.

Historiquement, les premières tentatives de modélisation des écoulements diphasiques se sont penchées sur les écoulements en conduite. Leurs applications sont nombreuses en génie nucléaire, en génie des procédés et évidemment dans l'industrie pétrolière. Dans ces procédés, les conditions ne sont pas toujours isothermes ou adiabatiques, et peuvent s'accompagner d'un changement de phases, ce qui complique encore plus les modélisations. On n'inclura aucune approche thermodynamique ou thermique dans cet exposé. Le lecteur intéressé trouvera des éléments dans [Ishii2006].

Divers modèles globaux traitant l'écoulement comme unidimensionnel, et combinés à différentes corrélations, permettent d'évaluer les pertes de charge et autres paramètres extensifs de ces écoulements. Ces approches sont exposées dans la plupart des ouvrages et cours dédiés aux écoulements diphasiques (on conseille [Oesterlé2006] ou [Bratland2010]).

Toutefois, c'est la topologie de l'écoulement qui nous intéresse le plus dans cet exposé. La reconnaissance des régimes est essentielle puisque la distribution des phases conditionne les différents phénomènes de transport et de transfert. Elle va sans doute influencer le comportement du séparateur.

Les différents régimes sont généralement reconnus par observation visuelle. La caractérisation étant donc subjective, on peut trouver des classements différents selon les expérimentateurs. Nous n'exposerons que les grandes lignes en fournissant les références nécessaires pour le lecteur cherchant plus de détails. On mentionne qu'outre les observations visuelles, des techniques plus sophistiquées peuvent être envisagées : taux d'atténuation des rayons  $X$  ou  $\gamma$ , densité spectrale de signaux de pression, distribution des phases mesurée par des sondes...

### 2.2.1 Les écoulements en conduite horizontale

Les principaux régimes rencontrés (Fig.2.6) sont :

⇨ Les écoulements stratifiés : Ce sont des écoulements à faible interaction entre les phases. L'effet de la gravité est dominant, et elle maintient la superposition des phases. L'augmentation du débit de gaz et des frottements interfaciaux par la suite, fait apparaître des vagues dont la crête n'atteint pas la paroi supérieure de la conduite. Le régime passe ainsi de stratifié lisse<sup>4</sup> à stratifié rugueux<sup>5</sup> (ou stratifié à vagues).

Contrairement à ce que l'on peut intuitivement penser, la vitesse moyenne des phases n'est souvent pas purement longitudinale. Dès que la solution laminaire de base n'est plus stable, il y a apparition d'écoulements secondaires, de second type selon la classification de Prandtl. La vorticité longitudinale moyenne est due à la non-uniformité des conditions aux limites pour chaque domaine de phase (qui induit une anisotropie du transport turbulent), ainsi qu'à l'interaction entre les vagues et les champs d'écoulements moyens ([Lin 1996], [Paras1998], [Mouza2001], [Lioumbas2005]).

⇨ Les écoulements intermittents : Ils sont obtenus pour des débits de liquide plus importants qu'avec les régimes stratifiés. On y distingue l'écoulement à bouchons et l'écoulement à

---

4. "Stratified smooth" en Anglais.

5. "Stratified wavy" en Anglais

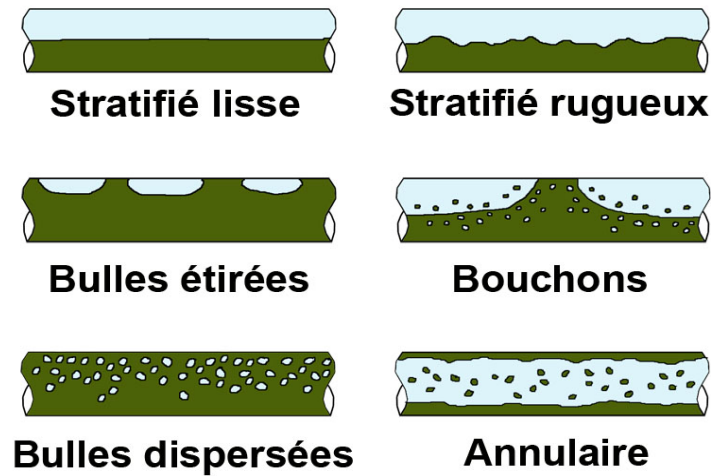


FIGURE 2.6 – Principaux régimes d’écoulement gaz-liquide en conduite horizontale.

bulles étirées<sup>6</sup> (ou à poches). Les écoulements à bouchons sont plus violents. Ils sont obtenus à partir du stratifié rugueux lorsque le débit de gaz est suffisant pour que les vagues mouillent la partie supérieure de la conduite, ou à partir d’un écoulement à bulles allongées lorsque le débits gazeux est suffisant pour que les poches gazeuses atteignent une dimension de l’ordre du diamètre de la conduite. La distinction entre les deux régimes n’est pas très claire dans la littérature et dépend des auteurs. [Govier1972] (cité par [Barnea1980]) font la différence en se basant sur la forme de la poche gazeuse, ainsi que sur l’épaisseur du film liquide en-dessous de celle-ci ([Fagundes Netto1999] présente une étude intéressante sur l’allure des poches gazeuses dans un écoulement à bouchons). Selon [Barnea1980], dans un écoulement à poches et contrairement à l’écoulement à bouchons, le bouchon de liquide ne contient pas de bulles.

Les écoulements à bouchons sont indésirables dans la plupart des procédés. Ils accentuent l’érosion, augmentent les pertes de charge, induisent des vibrations, entraînent des fluctuations importantes des débits. De ce fait, ils ont souvent été étudiés dans le but de les prédire pour les éviter. Les caractéristiques de ces écoulements (fréquence propre, vitesse, longueur et rétention des bouchons ...) et les corrélations développées peuvent être trouvées dans [Fan1993], [Gomez2000], [Zhang2003]...

- ⇨ L’écoulement annulaire : Il a lieu pour des débits de gaz très importants. Les forces d’inertie et de frottement interfacial dominant la gravité. L’augmentation du débit d’air à partir d’un régime stratifié creuse l’interface en demi-lune, et pour des débits encore plus importants, le liquide est refoulé sur tout le pourtour de la conduite sous forme d’un film mince. Le cœur de l’écoulement contient des gouttelettes qui interagissent en permanence avec le film liquide (arrachement et coalescence). Le film liquide est le siège de différentes instabilités ([Schubring2008]). Des détails et des corrélations concernant ce régime, ainsi que la taille et les propriétés des inclusions peuvent être trouvés dans [Simmons2001], [Pan2002a], [Rodriguez2004].
- ⇨ Les écoulements à phase dispersée : Ils comprennent les écoulement à gouttelettes (dits aussi brouillards) et les écoulement à bulles dispersées. Ils sont obtenus pour des débits

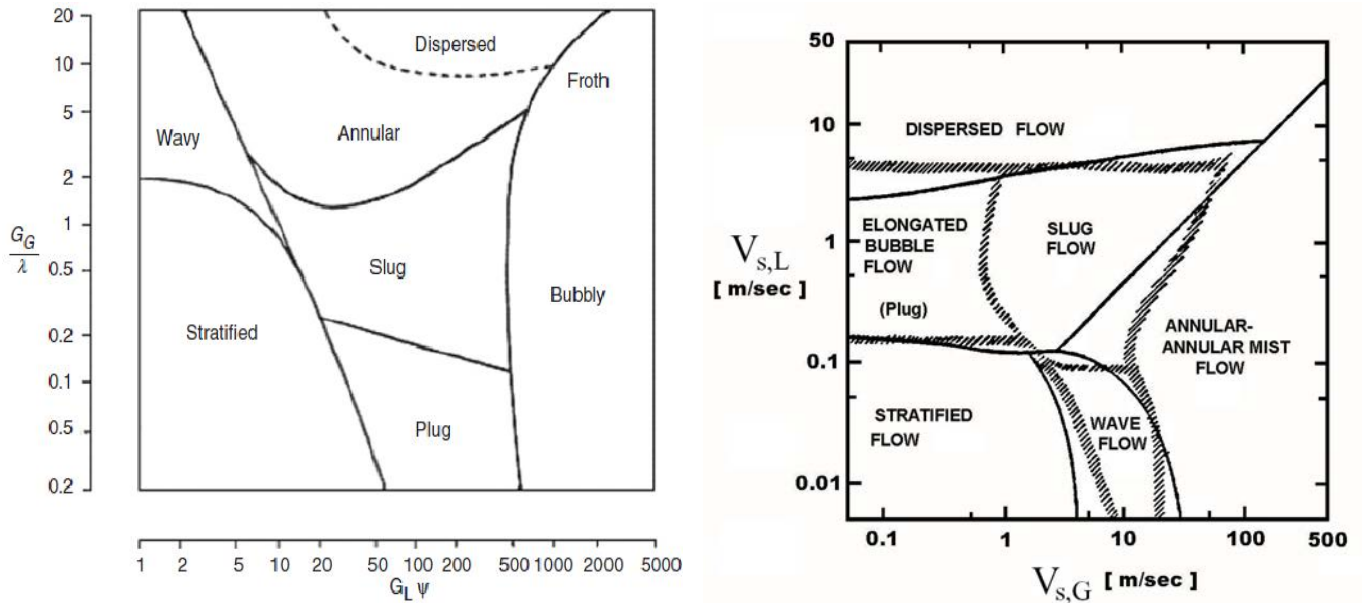
<sup>6</sup>. “Slug flow” et “Plug flow” respectivement en Anglais. Le “Plug flow” est parfois appelé “Elongated bubbles flow”

très importants de la phase continue. Un grande partie des expérimentateurs considèrent l'écoulement en brouillard comme un cas limite du régime annulaire, et ne l'identifient pas comme étant un régime à part : pour les très gros débits de gaz, le film annulaire liquide est en majeure partie pulvérisé. Pour un écoulement à bulles, la ségrégation des bulles de gaz vers le haut dépend de l'importance de la gravité relativement aux forces d'inertie.

Des régimes différents peuvent être rencontrés dans les cas limites tels dans les micro-canaux. On ne les abordera pas dans ce manuscrit.

Pour prédire le régime d'écoulement dans la conduite, les ingénieurs utilisent des "cartes d'écoulement". Les cartes d'écoulement tracées à partir de résultats expérimentaux, permettent de prédire le régime d'écoulement en fonction des débits et de l'inclinaison de la conduite pour des phases données. Évidemment le problème n'est pas aussi simple. L'analyse dimensionnelle nous montre que trois paramètres de similitude ne suffisent pas. Les différentes transitions dépendent des propriétés des phases, mais aussi du diamètre de la conduite (et de la pesanteur).

Nombreuses études ont visé à développer des modèles permettant de prédire les cartes d'écoulement selon les différents paramètres de contrôle du système. L'une des plus anciennes, est la carte de Baker [Baker1954] (Fig.2.7a), toujours utilisée, mais qui ne traite que les écoulements horizontaux. Elle a été tracée suite à des expériences eau-air à pression atmosphérique, dans des



(a) Carte de Baker [Baker1954].

(b) En ligne continue la carte expérimentale de [Mandhane1974], et en hachuré, les prédictions du modèle théorique de [Taitel1976].

FIGURE 2.7 – Cartes d'écoulement gaz-liquide en conduite horizontale.

conduites de différents diamètres (entre 1 et 4 pouces).  $G_L$  et  $G_G$  correspondent respectivement au flux massique superficiel du liquide et du gaz.

$$\lambda = \left( \frac{\rho_{\text{Gaz}} \rho_{\text{Liquide}}}{\rho_{\text{Air}} \rho_{\text{Eau}}} \right)^{1/2}$$

et

$$\psi = \frac{\gamma_{\text{Eau}}}{\gamma_{\text{Liquide}}} \left( \frac{\mu_{\text{Liquide}}}{\mu_{\text{Eau}}} \left( \frac{\rho_{\text{Eau}}}{\rho_{\text{Liquide}}} \right)^2 \right)^{1/3}$$

sont deux paramètres permettant de tenir compte des propriétés des différents couples fluides. Des modèles plus sophistiqués ont été développés plus tard, tel que le modèle de Taitel et Dukler

[Taitel1976] (Fig.2.7b ) qui est sans doute le plus célèbre, le modèle de [Petalias1998]... Une revue sur ces modèles théoriques (et pour différents angles d'inclinaison de la conduite) peut être trouvée dans [Cheng2008].

## 2.2.2 Les écoulements verticaux à co-courant vers le haut

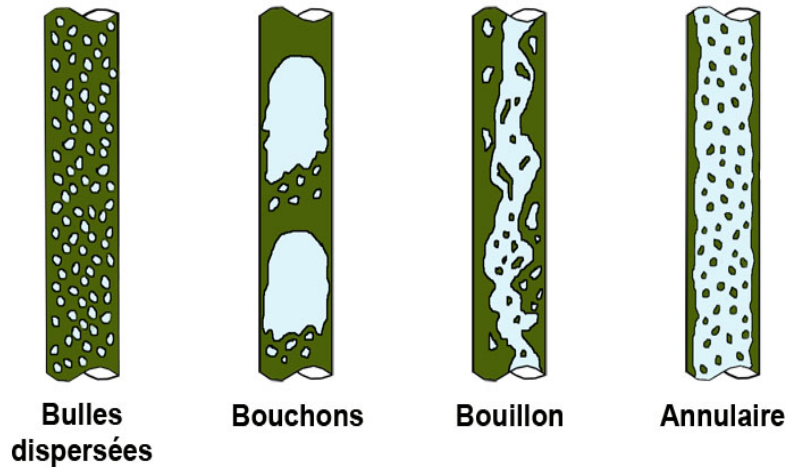


FIGURE 2.8 – Principaux régimes d’écoulements ascendants dans une conduite verticale.

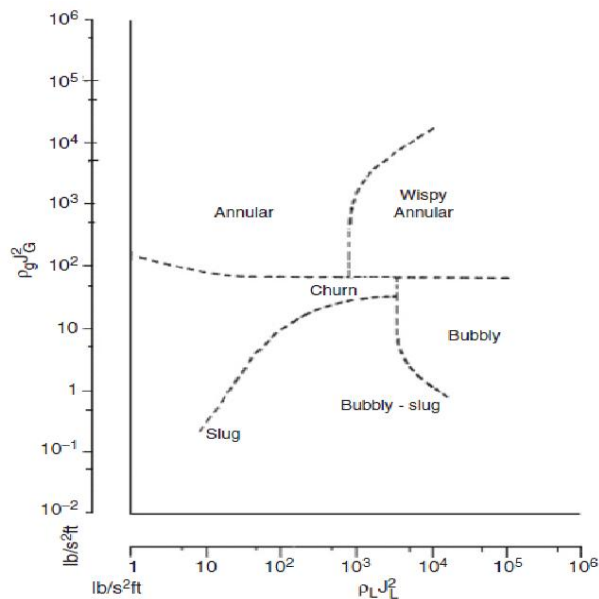


FIGURE 2.9 – La célèbre carte de Hewitt et Roberts [Hewitt1969].

Les principaux régimes sont illustrés sur la Figure 2.8 . Le régime en bouillon<sup>7</sup>, qui n’existe pas en conduite horizontale, est un régime très désordonné et à brassage intense. Les poches de gaz dans le régime à bouchons sont connues sous l’appellation de bulles de Taylor. Elles ont une forme en obus et leur culot est le siège de phénomènes de fragmentation. Certains expérimentateurs distinguent aussi un régime dit “annulaire à gouttelettes agglomérées<sup>8</sup>” qui se caractérise par une coalescence/agglomération importante des gouttes dans le cœur gazeux.

La Figure 2.9 montre la célèbre carte d’écoulement établie par [Hewitt1969] suite à des expérimentations dans des tubes verticaux de faible diamètre (inférieur à un pouce et demi), pour un système eau-air à faible pression, et pour un système eau-vapeur à haute pression. On remarque que la transition vers le régime annulaire dépend peu du débit de liquide.

Divers modèle théoriques ont été proposés pour prédire les transitions de régimes. On cite [Taitel1980], [Petalias1998].

Des détails sur le régime annulaire et le régime à bouchons peuvent être trouvés dans [Pan2002b], [Han2006] et [Gomez2000].

7. “Churn” en Anglais.

8. “Wispy Annular” en Anglais.

### 2.2.3 Les écoulements verticaux à co-courant vers le bas

Ils ont été nettement moins étudiés que les écoulements ascendants. Pour de faibles débits, les phases peuvent être séparées et on observe un régime à film ruisselant. Le lecteur intéressé pourra se référer à [Barnea1982].

Il est important de noter que pour un écoulement à bulles, du fait de la gravité, la distribution des phases est différente que pour un écoulement vers le haut. On pourra trouver les détails dans [Hibiki2004].

### 2.2.4 Les écoulements à co-courant en conduites inclinées

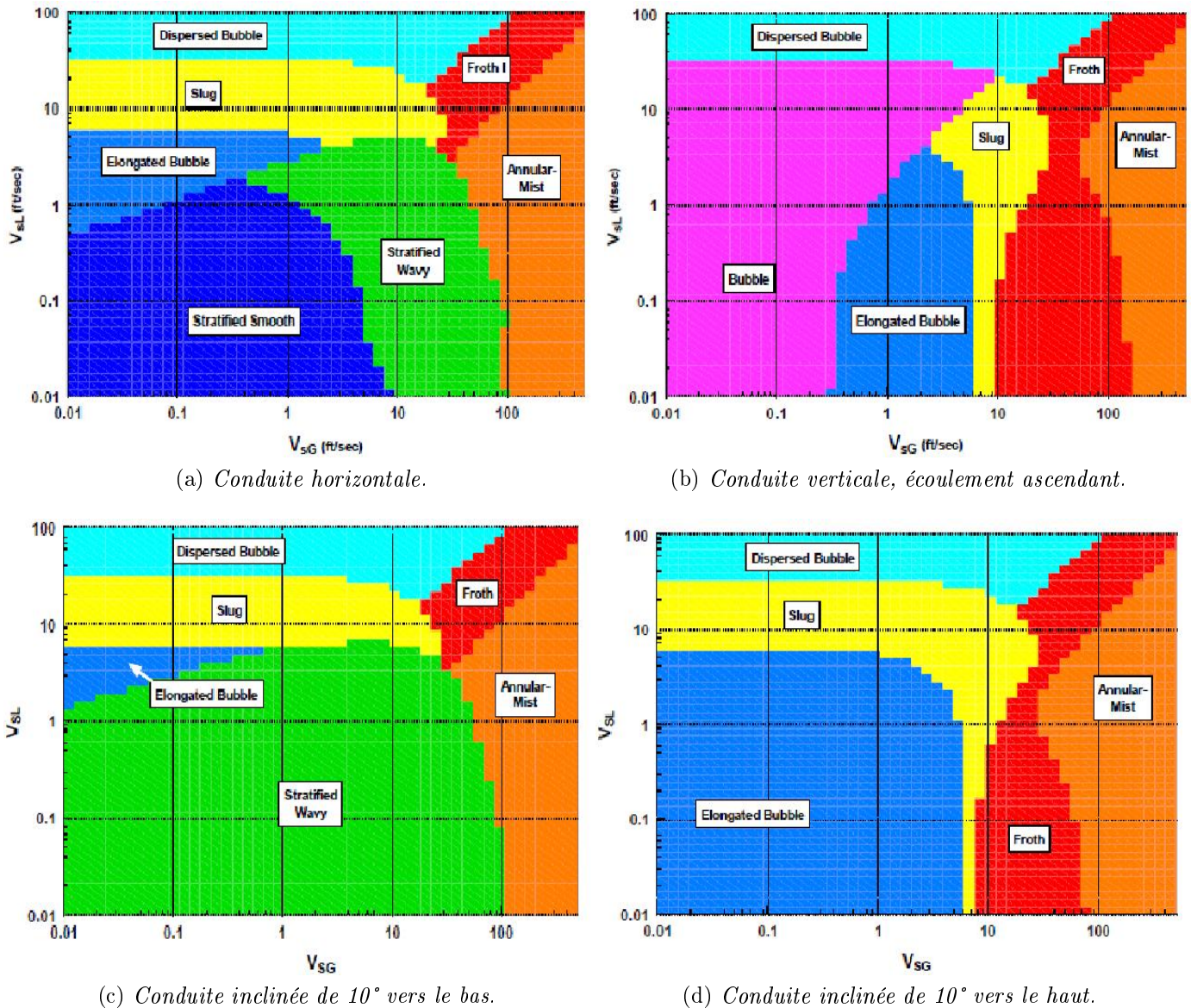


FIGURE 2.10 – Cartes d'écoulement en fonction de l'inclinaison de la conduite [Petalas1998].

Les régimes rencontrés sont similaires à ceux observés en conduites horizontales ou verticales. Plusieurs modèles théoriques sont proposés pour prédire le régime d'écoulement en fonction de l'inclinaison de la conduite tels que [Barnea1987] et [Petalas1998]. La Figure 2.10 montre les cartes d'écoulement pour un système eau-air, obtenues à l'aide du modèle théorique de [Petalas1998]. La

conduite fait deux pouces en diamètre, et est relativement lisse. Les vitesses superficielles sur les cartes sont exprimées en ft/s. La pression est atmosphérique.

On remarque qu’une inclinaison convenable vers le bas favorise l’établissement d’un écoulement stratifié dans la conduite. Comme on va le voir, cet aspect est primordial dans la conception des GLCCs. On note que pour un système gaz naturel - pétrole, le liquide étant plus visqueux que l’eau et la densité du gaz supérieure à celle de l’air dans les conditions standards (le gaz naturel étant généralement sous pression), le régime stratifié s’étend sur une plage de débits moins large que pour le système eau-air.

## 2.2.5 Les écoulements triphasiques

La plupart des mélanges issus des puits pétroliers comprenant deux phases liquides en plus de la phase gazeuse, il est utile de caractériser les régimes rencontrés. Toutefois, l’étude et la prédiction de ces régimes sont nettement moins aisées que pour les cas à deux phases. Comparés aux écoulements gaz-liquide, la topologie de l’interface gaz-liquide reste similaire, la différence concerne le comportement des phases liquides [Mokhatab2006], [Bratland2010].

Pour des raisons de simplicité, on se contente généralement de les traiter d’une manière similaire aux écoulements gaz-liquide [Bratland2010]. La connaissance de la topologie des interfaces liquide-liquide reste nécessaire pour évaluer la viscosité du mélange liquide. En effet, la viscosité globale peut grimper suite à un phénomène dit “*Phase Inversion*”. Pour les détails sur les écoulements liquide-liquide en conduite, on peut consulter [Pérez2005], [Torres-Monzon2006] ou [Conan2007].

En ce qui concerne la présence de sable, ce dernier peut s’écouler de différentes manières : écoulement homogène, écoulement hétérogène, saltation sur lit fixe, saltation sur lit mobile, écoulement à dunes ou écoulement à bouchons ([Brennen2005], [Oesterlé2006])... Toutefois si les conduites sont correctement dimensionnées (la vitesse débitante doit être supérieure à une limite donnée), le sable n’arrive pas à s’accumuler. Ainsi, et compte tenu du fait qu’il n’est pas présent en grosses quantités, le sable est généralement transporté avec le liquide et son influence sur le régime d’écoulement des fluides n’est pas prise en considération [Bratland2010].

## 2.2.6 Les écoulements à contre-courant

Ces écoulements ont été étudiés très souvent vu leurs applications en génie chimique et en génie nucléaire. Le liquide s’écoule vers le bas sous forme d’un film, et le gaz remonte par le centre. Le phénomène important dans ces écoulements est la limite d’engorgement<sup>9</sup>. Cette limite correspond au débit de gaz capable de refouler le liquide vers le haut, lui inversant ainsi son sens d’écoulement : l’écoulement diphasique devient à co-courant vers le haut. Cet aspect là nous intéresse dans la mesure où des phénomènes similaires peuvent avoir lieu dans le GLCC. Le phénomène a été par exemple étudié pour le cas de cyclones axiaux [Ng2006].

Les résultats de [Zapke2000] (Fig.2.11) montrent que pour une inclinaison de 60 à 70° de l’horizontale, la limite d’engorgement peut être considérablement poussée par rapport à une conduite verticale. C’est peut être un phénomène similaire à l’“Effet Boycott”. Il constitue sans doute une piste d’optimisation intéressante pour le GLCC.

Cependant, les résultats d’une autre étude sur l’engorgement [Wongwises1998] ne vont pas dans le même sens.

---

9. “Flooding limit” ou “CCFL” pour “CounterCurrent Flow Limitation” en Anglais.

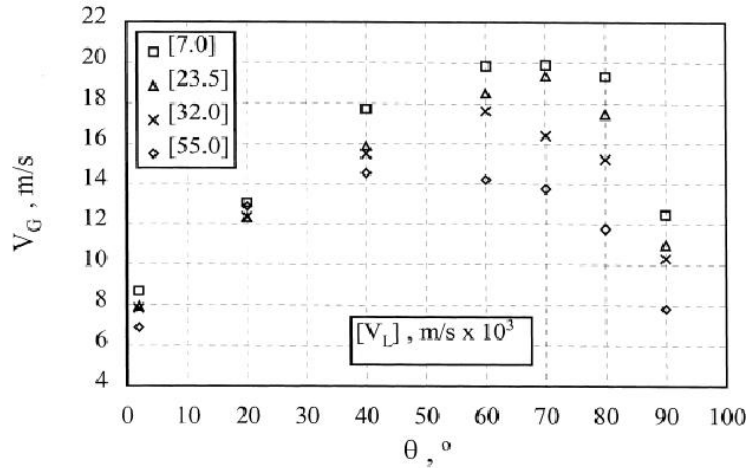


FIGURE 2.11 – Limite d’engorgement en fonction de l’inclinaison  $\theta$  de la conduite (section rectangulaire de 100\*10mm) pour un système eau-air [Zapke2000].

## 2.3 Configuration du GLCC en géométrie de base

### 2.3.1 La géométrie du corps du cyclone

[Millington1987] (cités dans la bibliographie commune de TUSTP) ont conclu qu’un corps cylindrique est légèrement préférable à une enceinte divergente ou convergente pour la séparation gaz-liquide. A part cette étude qu’on n’a pas pu trouver, nous n’avons pas connaissance d’autres investigations sur l’influence de la géométrie du corps sur les performances du GLCC.

Cependant [Rosa2001], dans une étude se penchant sur le séparateur CS (Fig.1.15b), mentionne qu’une chambre de détente cylindrique est préférable à une chambre de détente conique convergente vers la bas. Ils disent que les simulations numériques et les expériences montrent que l’épaisseur du film liquide tourbillonnant est moins importante avec une géométrie cylindrique (qui est d’ailleurs plus facile à construire). Ceci doit permettre aux bulles contenues dans le film liquide de se séparer plus facilement, et ce dernier doit a priori mieux résister au LCO.

### 2.3.2 Géométrie de l’entrée

[Kouba1995a] (cité dans la bibliographie commune de TUSTP), dans un rapport interne de Chevron, a conclu qu’une inclinaison de l’entrée d’environ 27° vers le bas, est optimale pour le bon fonctionnement du séparateur. Ceci est dû à deux mécanismes :

- ⇒ Cet angle d’inclinaison, et par rapport à une conduite horizontale, promeut un régime stratifié dans la conduite d’entrée. Une pré-séparation des phases se fait ainsi depuis l’entrée. Le régime de bouchons hydrodynamiques, préjudiciable à la séparation, est ainsi défavorisé.
- ⇒ Cette inclinaison dirige le film liquide vers le bas, ainsi ce dernier ne vient pas obturer le passage du gaz vers la partie supérieure (en formant un ressaut hydraulique généralement).

La Figure 2.12 montre différentes courbes de déclenchement du LCO obtenues par [Kouba1995a]. Les GLCC utilisés ont un diamètre interne de deux pouces, soit 5,1 cm environ. Les autres dimensions ne sont pas rapportées. La configuration en deux étages consiste à connecter la sortie supérieure du premier étage à l’entrée du deuxième GLCC. Les limites théoriques tracées correspondent à la transition vers un régime annulaire dans le cyclone, et sont discutées dans le Paragraphe 2.5.2.

On constate une supériorité nette de l’entrée inclinée vers le bas sur l’entrée horizontale. On remarque aussi que la capacité de traitement en volume de gaz est décroissante avec la pression.

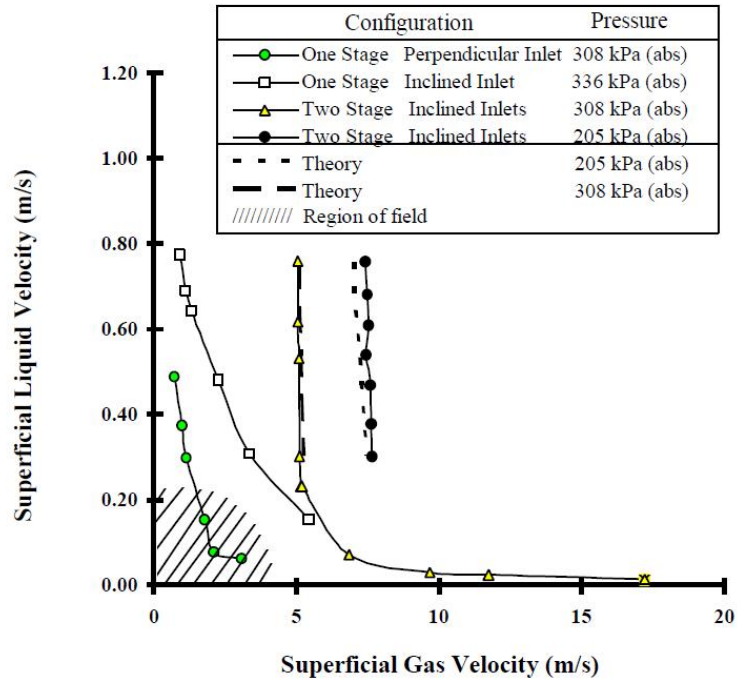


FIGURE 2.12 – *Limites de déclenchement du LCO mesurées par [Kouba1995b].*

Malheureusement, [Kouba1995a], l'étude ayant conclu que l'angle optimal d'inclinaison est de  $27^\circ$  n'est pas disponible sur le site de TUSTP. On peut se demander comment cette valeur a pu être déterminée. A part [Kouba1995b] où une conduite horizontale fut testée, toutes les études portant sur le GLCC ont retenu l'angle d'inclinaison de  $27^\circ$ .

Il est d'abord évident pour quelqu'un du domaine polyphasique que l'angle optimal d'inclinaison dépend des propriétés des phases. A titre personnel, l'auteur pense que la démarche utilisée fut de fixer un débit de gaz et de liquide, et de modifier l'angle d'inclinaison de la conduite. L'angle de  $27^\circ$  aurait correspondu à une rétention minimale en liquide.

On note que pour une injection horizontale du mélange, toute la quantité de mouvement disponible va se traduire en un mouvement tourbillonnaire. Avec une inclinaison de l'entrée, une partie de la quantité de mouvement est donnée dans la direction verticale, et ne participe donc pas à créer le champ centrifuge, d'où une perte d'efficacité. Toutefois, dans le GLCC, les deux facteurs bénéfiques de l'inclinaison cités précédemment sont prépondérants. Il ne faut donc pas extrapoler ces données à d'autres types de séparateurs, tel ce fut le cas à TUSTP : leur LLCC fut d'abord muni d'une entrée inclinée de  $27^\circ$  [Afanador1999], avant qu'ils ne se rendent compte qu'une entrée horizontale est plus efficace [Oropeza-Vazquez2001]. L'entrée horizontale semble aussi mieux promouvoir un régime stratifié pour un écoulement liquide-liquide.

En ce qui concerne sa section, la tubulure d'alimentation doit présenter un diamètre suffisant pour faciliter la ségrégation des phases en régime stratifié ; le régime de bouchons s'installe plus facilement dans une conduite étroite. La longueur de l'entrée doit être d'environ 1 à 1,5 mètres pour que l'écoulement se calme et commence à s'établir. Au bout de la conduite, l'écoulement est accéléré lors de son entrée dans le GLCC par une restriction de la section d'écoulement sous forme de buse. La buse est la partie du GLCC la plus difficile à fabriquer, et donc la plus coûteuse. Cependant elle est nécessaire pour générer des vitesses tangentielles suffisantes, et pour une bonne concentration de la quantité de mouvement près de la paroi.

[Wang1997] (cité dans la bibliographie commune de TUSTP) aurait montré expérimentalement qu'une réduction concentrique de la conduite d'entrée présente de moindres performances qu'une



réduction en croissant (ou en segment de disque : la section circulaire est coupée par un plan). La buse doit être convenablement dimensionnée. Une restriction trop stricte ou très brutale ne permet pas de maintenir l'écoulement stratifié jusqu'à son entrée dans le cyclone.

### 2.3.3 Les conduites de sortie

En ce qui concerne la conduite supérieure, selon [Kouba1996], les tests aux laboratoires de Chevron n'ont pas abouti à un "Vortex finder" qui offre de meilleures performances qu'une sortie de même diamètre que le cyclone. Ces tests ont été réalisés avec des débits de gaz faibles ou modérés. [Kouba1996] pensent cependant qu'avec des débits de gaz importants, un "Vortex finder" peut améliorer les performances du GLCC en terme de LCO.

En ce qui concerne la sortie du liquide, [Kouba1996] avancent qu'une sortie tangentielle doit aider à la limitation du GCU et à la stabilisation du filament de bulles. [Bandopadhyay1994] (cités par la bibliographie commune de TUSTP) ont utilisé un cyclone gaz-liquide muni d'une sortie tangentielle pour séparer des bulles d'hydrogène d'une solution d'hydroxyde de sodium. L'angle relatif entre la sortie et l'entrée pouvait être modifié. Ils ont observé que le filament peut être rectiligne ou hélicoïdal, et que sa stabilité dépend de l'angle relatif entre l'entrée et la sortie.

Pour les applications où le GLCC fonctionne en mode "Stand-alone", le diamètre des jambes de sortie est très important puisqu'il va conditionner les pertes de charge dans le système, et par la suite le niveau du vortex liquide.

## 2.4 Études expérimentales sur l'efficacité globale du séparateur

Les études de TUSTP se sont essentiellement penchées sur la configuration où les deux jambes de sortie sont recombinaées. Ainsi, pour les débits de liquide importants, le niveau du vortex dépasse l'entrée, et le LCO s'initie prématurément. Leurs résultats pour les forts débits de liquide ne peuvent donc pas nous être utiles pour l'application qui nous intéresse i.e. l'utilisation du GLCC en tant que séparateur complet en tant que substitut des ballons conventionnels.

On remarquera aussi que leurs résultats ne contiennent pas de données sur le comportement du système à de faibles débits de liquide. La raison pourrait être que pour de faibles débits de liquide, une bonne partie du gaz sortait depuis la jambe du bas. Avec des débits de gaz encore plus importants, le vortex aurait dû disparaître au profit d'un régime annulaire dans la partie basse du système.

Depuis 1997 environ, avec la venue de S. Wang, TUSTP a commencé à développer un système de commande qui permet de garder le niveau du vortex dans une position optimale. Ce système de contrôle est crucial pour une bonne performance du système lorsque les débits d'entrée peuvent osciller, surtout si le GLCC est destiné à effectuer une séparation totale des phases. En fait, et compte tenu du faible volume du GLCC, une variation des débits entraîne un important déplacement du vortex, et peut donc gravement altérer la séparation.

[Wang2000] développa un système de commande par rétraction (système en "Feedback"), qui contrôle l'ouverture de deux vannes placées respectivement au niveau de la sortie inférieure et supérieure. L'ouverture des vannes affecte bien sûr la pression du système et les débits de sortie des phases. Un système "feedback" réagit une fois que le paramètre contrôlé du système s'écarte de la valeur désirée.

Le but de cette boucle de commande est de maintenir le niveau de liquide à une position désirée au-dessous du niveau de l'entrée, ou de contrôler la pression de travail si l'application le nécessite. Deux capteurs de pression sont placés en haut et au fond de la colonne. Celui du haut mesure

la pression de travail. La différence de pression mesurée est utilisée pour estimer la hauteur du vortex :

$$p_{bas} - p_{haut} = \rho_{liq} g h_{\acute{e}q} \quad (2.1)$$

Les pertes par frottement, la pression induite par le champ centrifuge ainsi que la poids du gaz sont ainsi négligés. L’approximation n’a pas trop de conséquences dans la mesure où l’on ne cherche pas à placer le vortex au niveau de l’entrée, mais dans une marge de  $[d_e - 3d_e]$  ( $d_e$  étant le diamètre de la conduite d’entrée) en dessous comme le conseille [Shoham1998].

Lorsqu’il s’agit d’ajuster la pression du procédé, c’est la vanne du haut qui est sollicitée. Quand c’est la hauteur du vortex qui dévie, ce sont les deux vannes qui doivent agir pour une réponse rapide. Toutefois, pour les systèmes où le gaz est la phase dominante, l’intervention de la vanne inférieure peut suffire. Pour les systèmes à dominance liquide, le contrôle par la vanne supérieure peut subvenir à l’ajustement du niveau (Fig.2.5b) [Wang2000].

[Earni2001] intégra une commande par anticipation (boucle “Feedforward”) dans le système de commande. Une boucle “Feedforward” n’attend pas que le niveau du vortex dévie pour intervenir, mais sollicite les vannes avant même que la perturbation n’atteigne le GLCC. Une telle stratégie est bénéfique lorsqu’il s’agit de préparer le GLCC à recevoir un bouchon sévère. Le bouchon est détecté par des sondes conductimétriques lorsqu’il est encore dans les conduites en amont. Ainsi le GLCC est vidé pour éviter son engorgement.

Dans ce manuscrit, on ne se penchera pas sur les détails de ce système de commande, qui sort du cadre de ce travail de recherche et du cadre des compétences de l’auteur. Les détails peuvent être trouvées dans [Wang2000] et [Earni2001].

Avant d’exposer les différentes données expérimentales, on va résumer les dimensions et caractéristiques des différents pilotes utilisés dans la littérature dans le Tableau 2.1. La nomenclature est donnée sur la Figure 2.1. L’inclinaison de l’entrée est de  $27^\circ$  vers le bas pour tous les pilotes. Lorsqu’une buse est présente, elle réduit la section à 25% de la section de la conduite d’entrée.

## 2.4.1 Le LCO (Liquid Carry Over)

### 2.4.1.1 Modes de transport

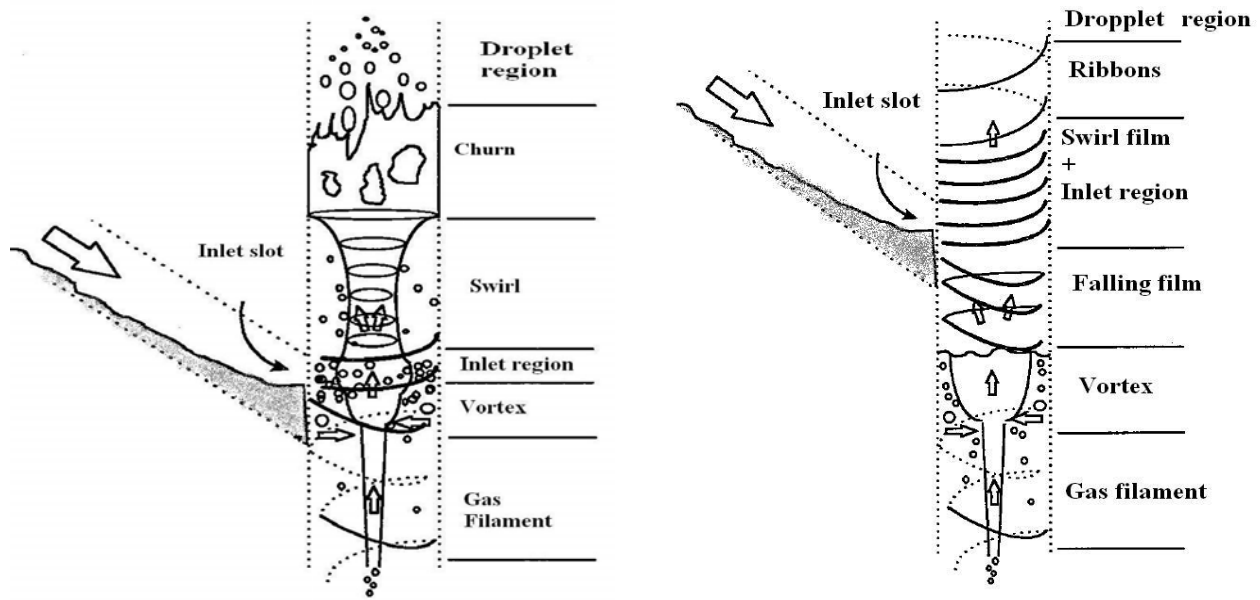
D’après les études menées à TUSTP, il existe quatre modes de transport de liquide vers la jambe de sortie supérieure :

- ⇨ Transport sous la forme d’un écoulement à bulles : Ce mode de LCO peut avoir lieu lorsque le débit de liquide est très important si le GLCC n’est pas commandé : le liquide envahit le cyclone.
- ⇨ Transport en rubans : Il concerne les faibles débits de liquide et est initié par un débit important de gaz. Le liquide est traîné vers le haut par le vortex gazeux sous formes de rubans de liquide.
- ⇨ Transport en bouillon/bouchons : Mode de transport qui concerne les débits de liquide intermédiaires quand le niveau du vortex est plus haut que celui de l’entrée.
- ⇨ Transport annulaire : Mode de transport qui concerne les débits de liquide intermédiaires lorsque le vortex est au-dessous de l’entrée.

La Figure 2.13 illustre le régime du LCO selon que le niveau du vortex est au-dessus ou au-dessous de l’entrée.

Référence de l'étude	D (cm)	d <sub>e</sub> (cm)	H <sub>l</sub> (cm)	H <sub>g</sub> (cm)	L <sub>s</sub> (cm)	d <sub>g</sub> (cm)	d <sub>l</sub> (cm)	H <sub>s</sub> (cm)	Buse	l (cm)	Autre
[Arpandil1995]	7,6	5,1	128	104	195	5,1	5,1	100	Non	-	Sortie de gaz en "Vortex finder", Possibilité de travailler sous pression.
[Chirinos1998]	7,6	7,6	183	122	260	5,1	5,1 et 3,8	122	Oui	23	Les jambes de sortie traversent un dévésiculateur et un dégazeur.
[Wang2000]	7,6	7,6	114	114	Non mentionné (N.M.)	5,1	5,1	100	Oui	N.M.	Peut être utilisé avec un système de contrôle.
[Movafaghian2000]	7,6	5,1 ou 7,6	128	106	190	5,1	5,1	60	Oui	N.M.	Possibilité d'utiliser une "Dual-inlet" (voir Section 2.6.1).
[Gomez2001]	7,6	7,6	122	122	N.M.	5,1	5,1	N.M.	Oui	N.M.	Possibilité de régler le niveau du vortex manuellement.
[Molina2003]	7,6	7,6	114	114	N.M.	3,8	3,8	-	Oui	N.M.	Sorties non recombinaées, Possibilité d'utiliser un système de contrôle. Possibilité d'utiliser un extracteur de liquide.
[Guzman2005]	7,6	5,1	122	107	N.M.	3,8	3,8	N.M.	Oui	N.M.	Utilise un système de commande et un extracteur de liquide.
[Kolla2007]	7,6	7,6	122	122	N.M.	5,1	5,1	N.M.	Oui	N.M.	Utilise un système de commande.

TABLE 2.1 – Dimensions en cm et caractéristiques des différents pilotes utilisés.



(a) Cas où le vortex dépasse l'entrée.

(b) Cas où le vortex est au-dessous de l'entrée.

FIGURE 2.13 – Schématisation du LCO [Movafaghian1997].

Selon l'étude expérimentale de [Chirinos1998], des quantités importantes de liquide peuvent rejoindre la jambe de sortie supérieure lorsque le LCO se fait en bouillon. Sinon, la limite de LCO doit être significativement dépassée pour que cette quantité soit importante.

#### 2.4.1.2 Influence du diamètre du GLCC

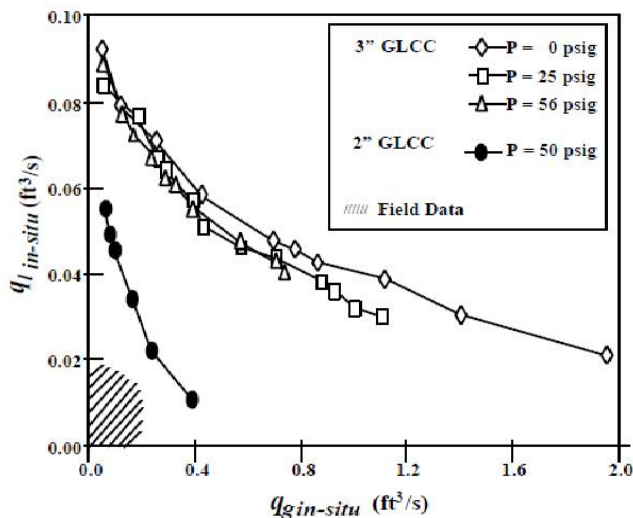


FIGURE 2.14 – Influence du diamètre et de la pression de travail sur la limite du LCO [Arpandi1995].

Le temps de séjour du fluide et la vitesse superficielle de chaque phase sont respectivement proportionnel et inversement proportionnelle au carré du diamètre du GLCC. La force centrifuge lui est inversement proportionnelle. Une augmentation du diamètre est a priori bénéfique en terme d'efficacité, cependant elle implique une augmentation de l'encombrement ainsi que du prix.

La Figure 2.14 compare la limite de déclenchement du LCO pour un GLCC de 3 pouces de diamètre utilisé par [Arpandi1995], à celle obtenue avec le GLCC de 2 pouces de diamètre utilisé par [Kouba1996]. En abscisse et ordonnée figurent respectivement le débit de gaz et de liquide. Ne connaissant pas les différentes dimensions du GLCC de [Kouba1996], ni la position du point de recombinaison des phases, on ne va pas pousser notre analyse plus loin.

L'auteur n'est pas au courant d'autres études se penchant sur la question.

### 2.4.1.3 Influence de la pression de travail

Toujours d'après la Figure 2.14 (et la Figure 2.12), on remarque que la capacité de traitement du GLCC en terme de volume de gaz diminue lorsque la pression du procédé augmente. Mais on peut aussi conclure que sa capacité en terme de traitement de masse de gaz est augmentée.

### 2.4.1.4 Influence de la position du vortex

L'étude de [Wang2000] a tranché sur la question. D'autres études telles que [Movafaghian1997] avaient déjà permis de dégager des tendances, et ceci en modifiant le niveau du vortex en changeant la hauteur du point de recombinaison des débits.

[Wang2000] a déterminé expérimentalement les limites de déclenchement du LCO pour quatre positions différentes du vortex :

- ⇒ Utilisation du GLCC sans asservissement extérieur, la hauteur du vortex est dictée par les débits d'entrée.
- ⇒ Utilisation de sorties non recombinaisonnées, le niveau du vortex est maintenu le plus loin possible de l'entrée.
- ⇒ Utilisation de sorties recombinaisonnées, mais avec un système de commande qui maintient le niveau du vortex à 25 pouces (63,5 cm) au-dessous du niveau d'entrée.
- ⇒ Le niveau du vortex est maintenu par le système de commande à 40 pouces au-dessous du niveau d'entrée.

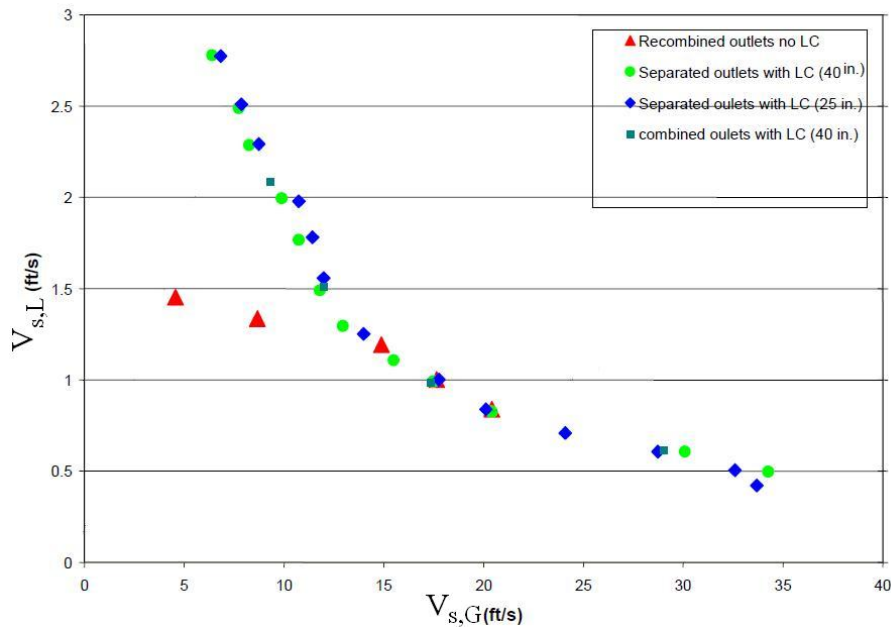


FIGURE 2.15 – Limites de LCO pour différentes position du vortex [Wang2000].

La Figure 2.15 montre les résultats obtenus par [Wang2000]. L'abscisse et l'ordonnée représentent respectivement la vitesse superficielle du gaz et du liquide, ramenées à la section du GLCC.

On constate que la hauteur du vortex n'influence pas le seuil de déclenchement du LCO tant que la colonne de liquide ne vient pas déranger l'écoulement d'entrée. Or quand le vortex dépasse l'entrée, la pulvérisation du liquide par le gaz déclenche un LCO prématuré.

### 2.4.1.5 Influence du diamètre de l'entrée

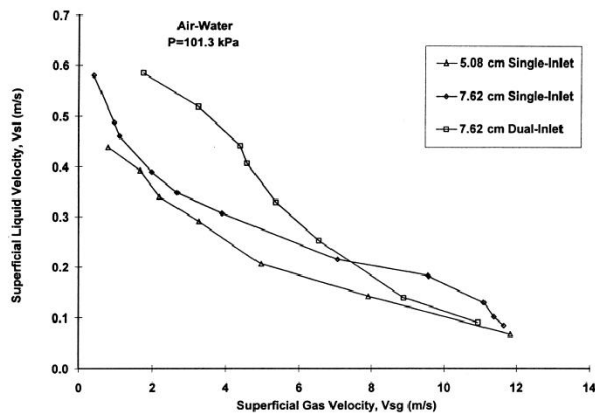


FIGURE 2.16 – Influence de la conduite d'entrée sur le LCO [Movafaghian2000].

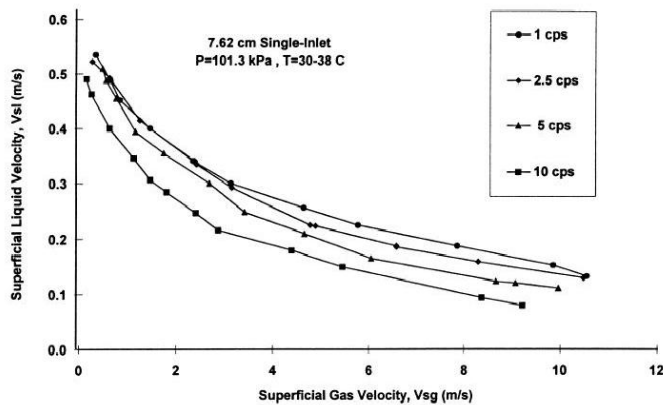


FIGURE 2.17 – Effet de la viscosité sur la limite du LCO [Movafaghian2000].

à considérer avec précaution pour les gros débits de liquide, où le niveau du vortex dépasse l'entrée. On note que plus la viscosité est importante, plus le niveau du liquide va être haut, à cause des pertes de charge dans la jambe inférieure.

## 2.4.2 Le GCU (Gas Carry Under)

Les études expérimentales sur le GCU sont très rares. A part [Gomez2001], nous ne sommes pas au courant d'études sérieuses sur le phénomène. [Gomez2001] a installé un dégazeur à la jambe de sortie du liquide pour quantifier le gaz entraîné. Son dégazeur est une cuve qui fait 30 cm de diamètre environ. Aucune autre précision n'est donnée sur le moyen de mesure (on pense que la cuve est fermée en haut, et qu'il s'agissait de mesurer la variation de la pression avec le temps) ou sur l'efficacité de capture des bulles dans le dégazeur.

[Gomez2001] a travaillé avec un système eau-air puis a conduit une autre série d'expériences avec un système huile-air. L'huile utilisée est de 20 à 25 fois plus visqueuse que l'eau, sa densité est de 0,845. Les résultats obtenus sont montrés sur la Figure 2.18 (la courbe tracée sur le premier

La Figure 2.16 montre l'influence de la conduite d'entrée sur la limite du LCO, d'après les expériences menées par [Movafaghian2000]. En ce qui concerne la "Dual-inlet", le thème sera abordé dans la Section 2.6.1.

On remarque qu'une entrée plus large améliore les performances du système, sans doute en permettant une meilleure ségrégation des phases avant leur entrée dans le cyclone.

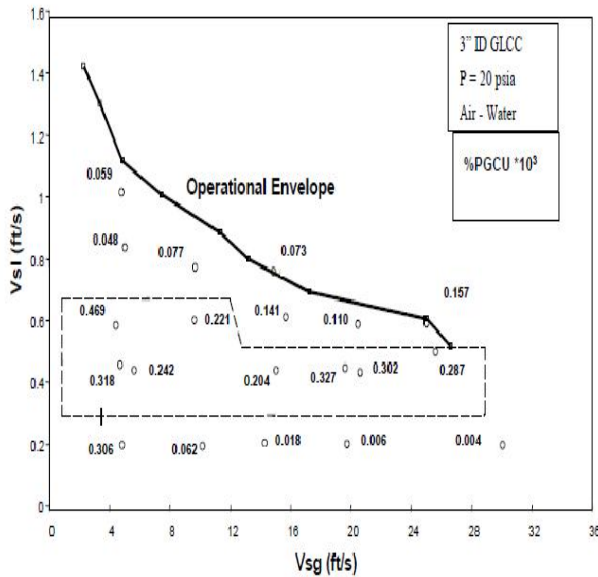
L'auteur n'est pas au courant d'investigations fiables concernant l'influence de la buse d'entrée.

### 2.4.1.6 Effet de la viscosité

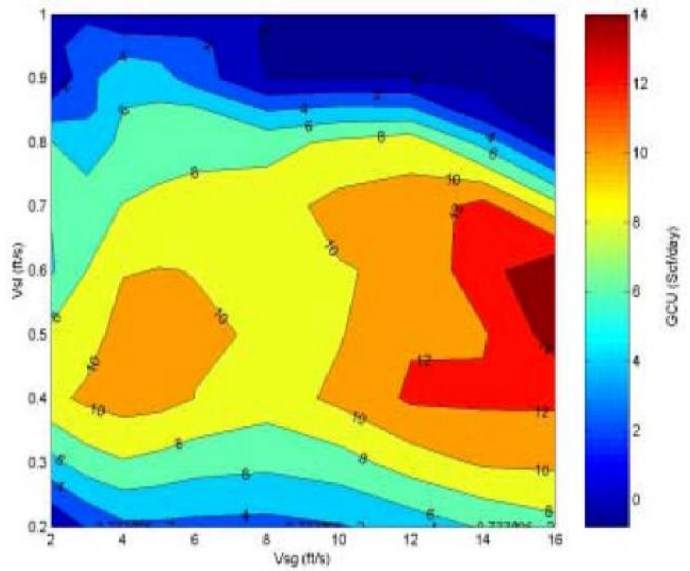
Ce paramètre a été étudié par [Movafaghian2000]. La viscosité de l'eau a été augmentée par l'addition de polymères. Les auteurs n'ont pas mesuré la tension superficielle de la solution et n'ont pas caractérisé son comportement rhéologique. Aucune preuve n'a donc été avancée pour justifier que les différentes caractéristiques de la solution - à part sa viscosité bien entendu - restaient identiques à celles de l'eau.

On constate que lorsque la viscosité du liquide est augmentée, le LCO est initié pour des débits de gaz moins importants. La viscosité étant un coefficient de transfert de quantité de mouvement, son augmentation va renforcer le couplage gaz-liquide. Le gaz entraîne plus facilement le liquide vers le haut. Ces résultats sont

graphe correspond à la limite du LCO). Il convient de rappeler que les sorties du pilote sont recombinaées et qu'aucun système de contrôle n'est utilisé.



(a) Pourcentage de GCU pour un système eau-air, en fonction des vitesses superficielles des phases.



(b) Quantification du GCU (SCF par jour) pour un système huile-air, en fonction des vitesses superficielles des phases.

FIGURE 2.18 – Résultats expérimentaux sur le GCU [Gomez2001].

Pour les faibles débits de liquide, les vitesses tangentielle et axiale sont faibles : l'effet de centrifugation est faible, mais le temps de rétention est suffisant pour que la séparation des bulles s'effectue par gravité. Pour de forts débits de liquide, la vitesse tangentielle est très importante et permet une bonne séparation. Pour les débits de liquide intermédiaires, la vitesse tangentielle n'est pas suffisante et la vitesse axiale est importante. Ceci explique le fait que le GCU est maximal pour les débits intermédiaires.

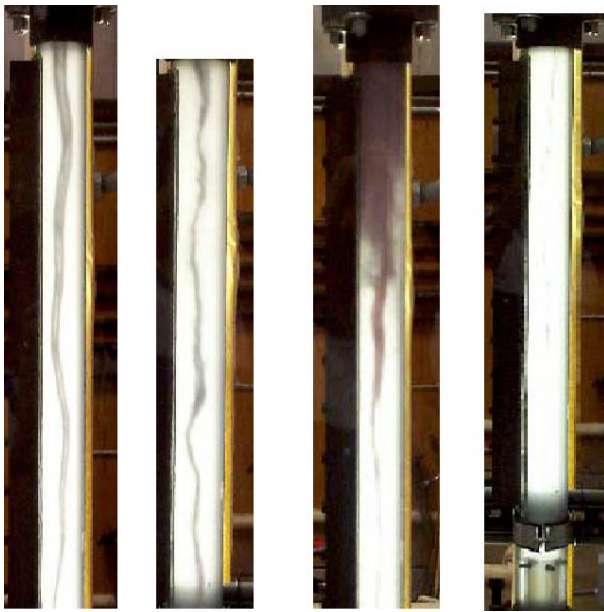
[Gomez2001] a également défini des régimes d'écoulements dans la partie inférieure du GLCC, et les a reliés au taux de présence et à la taille des bulles. Ces résultats sont montrés sur la Figure 2.19.

Il a ensuite développé un modèle pour prédire le GCU dans les GLCC. Ce modèle décrit le champ Eulérien des vitesses et de turbulence du liquide ainsi que la quantité de bulles à l'entrée à l'aide de corrélations. La distribution des bulles dans la partie inférieure du GLCC est décrite par un suivi Lagrangien ou par un modèle de diffusion turbulente, couplé à des méthodes de bilan de population.

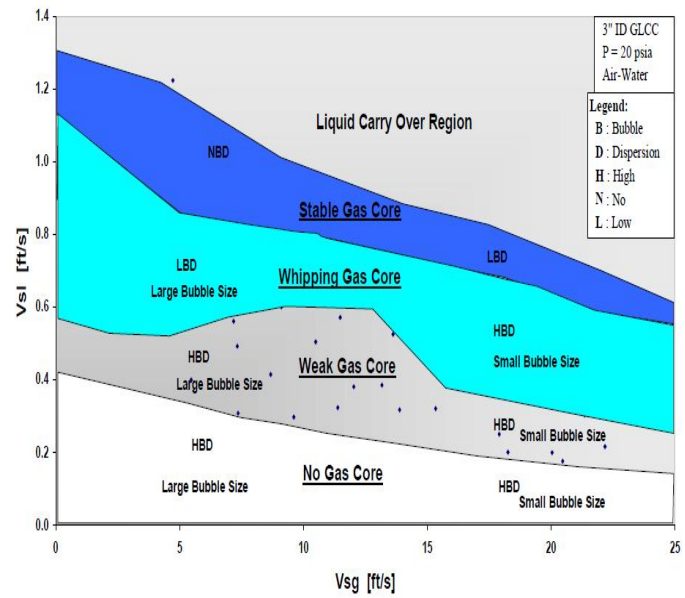
On ne détaillera pas ce modèle puisque, outre sa complexité, on ne pense pas qu'il traduit correctement l'hydrodynamique du système. En tous cas les résultats sont moyens.

## 2.5 Modèle théorique

Dans cette section, on discutera du modèle théorique développé par TUSTP pour dimensionner les GLCCs. Ce modèle fut élaboré pour prédire l'efficacité du GLCC dans une configuration à sorties recombinaées. Toutefois il peut être en partie adapté pour convenir aux cas où le niveau du vortex dans le GLCC est régulé par un système de commande. Nous épargnerons les détails au lecteur, surtout les longues équations et nombreuses corrélations. Le lecteur intéressé peut trouver une synthèse du modèle dans [Gomez1999b].



(a) Régimes d'écoulement, de gauche à droite : cœur gazeux stable, cœur gazeux oscillant, cœur gazeux faible, absence de cœur gazeux.



(b) Régimes d'écoulement, taux de présence et tailles des bulles dans le bas du GLCC en fonction des vitesses superficielles des phases.

FIGURE 2.19 – Description de l'hydrodynamique dans le bas du GLCC (figures adaptées de [Gomez2001]).

## 2.5.1 Modélisation de l'écoulement d'entrée

On commence par prédire le régime d'écoulement dans la conduite d'entrée, en utilisant un modèle tels que ceux mentionnés dans la Section 2.2.4. [Gomez1998a] conseille le modèle de [Barnea1987]. Le modèle utilisé doit permettre d'obtenir le taux de rétention des phases.

En traversant la buse, et dans la mesure où il y a rétrécissement de la section d'écoulement, il y a modification des rétentions des phases et des vitesses.

- ⇒ Si le régime d'écoulement est stratifié, [Gomez1998a] applique l'équation de Bernoulli entre l'entrée et la sortie de la buse, pour prédire la vitesse de chaque phase à son entrée dans le cyclone. Il considère que les phases sont complètement séparées, néglige les effets de la viscosité (les pertes de charge) et de la compressibilité.
- ⇒ Pour un écoulement à bulles, le mélange est traité comme pseudo-homogène. La vitesse de sortie des phases est donc proportionnelle au rétrécissement.
- ⇒ Si l'écoulement à l'entrée est intermittent, [Gomez1998a] propose une approche simplifiée pour estimer les vitesses des phases, tout en raisonnant en terme de moyenne. Son approche est basée sur la proposition de [Taitel1990], qui considèrent l'écoulement en bouchons comme une succession d'écoulements stratifiés et d'écoulements à bulles, sans interactions. La longueur des bouchons individuels, leur vitesse ainsi que leur rétention en liquide sont déterminés par des corrélations.
- ⇒ Si l'écoulement à l'entrée est annulaire, [Gomez1998a] considère alors le cœur gazeux comme un mélange homogène d'air et de gouttes, et suppose le film liquide laminaire avec un profil parabolique de vitesse. La réduction de section imposée au gaz par le film est négligée. En ce qui concerne le liquide, la rétention des gouttes est déterminée à l'aide de corrélations. Un bilan de quantité de mouvement permet de déduire la rétention et la vitesse du liquide en sortie de buse.

Pour dimensionner la buse d'entrée, [Gomez1998a] recommande que la vitesse tangentielle de sortie



du liquide soit comprise entre 3 et 6  $m/s$ . Des vitesses plus faibles ne permettent pas une bonne séparation. Des vitesses plus importantes vont induire des vortex trop longs, et donc un LCO et un GCU prématurés.

### 2.5.2 Calcul du diamètre du GLCC

Le diamètre du GLCC doit répondre à deux critères essentiels :

- ⇒ Être suffisamment petit pour que l'intensité tourbillonnaire dans le bas du GLCC soit suffisante, et permettre aux bulles d'atteindre le centre du séparateur avant la sortie du bas. [Gomez1999a] avance que le rapport  $W_{t,L}/U_{av,L}$  doit être de l'ordre de 40 pour entretenir une bonne séparation des bulles.  $W_{t,L}$  est la vitesse interstitielle (réelle) tangentielle moyenne du liquide en sortie de buse, calculée comme mentionné dans la Section 2.5.1.  $U_{av,L}$  est la vitesse superficielle axiale moyenne du liquide rapportée à la section du GLCC. Selon [Gomez1999b],  $U_{av,L}$  ne doit pas excéder 0,15  $m/s$ .
- ⇒ Être suffisamment large pour que le régime dans le haut du GLCC ne soit pas annulaire, et donc déclencher le LCO. [Kouba1995b] propose une équation donnant la vitesse superficielle critique du gaz, supposée initier la pulvérisation du liquide. Son critère est inspiré du critère proposé par [Taitel1980] pour la limite de transition d'un écoulement en bouchons vers un régime annulaire dans une conduite verticale :

$$U_{s,L} = 2,3351(\gamma We \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G^2})^{0,25} \quad (2.2)$$

avec  $\gamma$  la tension superficielle du liquide,  $We$  le nombre de Weber des gouttes. [Taitel1980] préconisait d'utiliser  $We = 20$ . [Kouba1995b] ont utilisé une valeur de 7 pour assortir le modèle à leurs résultats expérimentaux. [Arpandi1995] a retenu ensuite une valeur de 8.

### 2.5.3 Modélisation du vortex liquide

Le calcul commence par évaluer la hauteur du vortex. Évidemment, si un système de commande est utilisé, celle-ci est fixée. Ce calcul ne concerne donc que la configuration à sorties recombinaées.

Ce calcul suppose que la partie supérieure du GLCC ainsi que la jambe de sortie du haut ne contiennent que du gaz. Les parties inférieures, jusqu'au point de recombinaison ne contiennent que du liquide. La pression à l'entrée ainsi qu'au point de recombinaison est commune aux deux phases.

La hauteur du vortex  $L_{\acute{e}q}$  est calculée à partir d'un bilan de pertes de charge entre l'entrée et le point de recombinaison, tout en négligeant les frottements dans le corps du GLCC [Kouba1995b]. Les coefficients de pertes de charge supposent l'écoulement établi et ne tiennent donc pas compte de la composante azimutale des vitesses.

Ensuite, la forme du vortex doit être évaluée, à moins que son niveau ne se trouve au-dessus de la génératrice inférieure de la buse d'entrée. Si c'est la cas, le vortex n'est pas bien défini car il serait détruit par le jet d'entrée.

Cette analyse considère l'écoulement comme *axisymétrique*. Le champ de vitesse jusqu'au creux du vortex est supposé obéir au modèle du vortex forcé. La vitesse angulaire est donc supposée constante et égale à :

$$\omega = 2 \frac{W_{t,L}}{D} \quad (2.3)$$

La masse volumique du mélange est supposée évolutive avec la position radiale (en coordonnées cylindriques) et égale à :

$$\rho_{mél} = \frac{1}{r}(\rho_{gaz} + (\rho_{liq} - \rho_{gaz})\left(\frac{2r}{D}\right)^m) \quad (2.4)$$

La valeur du exposant  $m$  est prise égale à 0,9 par [Kouba1995b]. [Arpandi1995] proposa plus tard une valeur de 2, et qui fut retenue dans les études ultérieures.

Connaissant l'accélération induite par une rotation solide, et en négligeant la dissipation visqueuse, un bilan de force permet de déduire l'expression analytique de la variation de pression suivant la hauteur. A la surface du vortex, la pression est constante et égale à la pression de travail. L'intégration de l'expression analytique obtenue à travers la surface du vortex (le calcul est ramené à deux dimensions, puisque le champ d'écoulement est supposé axisymétrique) permet de déduire la position du vortex à une constante près.

Cette constante est déterminée par la conservation du volume d'eau ; le volume total de l'eau étant estimé à  $\pi \frac{D^2}{4} h_{éq}$ . La profondeur du vortex peut être ensuite évaluée.

## 2.5.4 Calcul de la hauteur du cyclone

Toute la méthodologie suivante considère l'écoulement comme étant *axisymétrique*. Elle consiste à calculer la hauteur inférieure ( $H_l$ ) et supérieure ( $H_g$ ) du GLCC, respectivement suffisante pour que les bulles et les gouttes soient séparées.

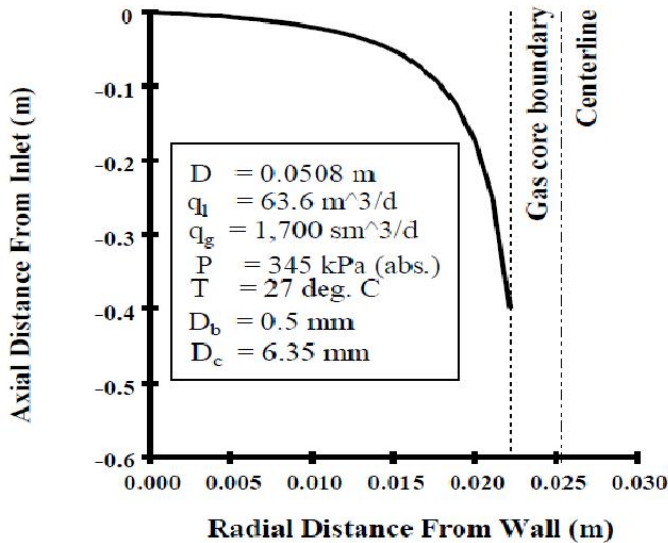


FIGURE 2.20 – Trajectoire d'une bulle de 500 µm calculée avec le modèle de TUSTP [Kouba1995b].

une taille pour les bulles à séparer.  $H_l$  sera donc la hauteur minimale permettant à une bulle relâchée depuis les parois du GLCC et au niveau du creux du vortex (position calculée comme discuté dans la Section 2.5.3) de rejoindre le centre du GLCC. Les chercheurs de TUSTP considèrent leur modèle sécuritaire et conservateur, la bulle pouvant être séparée quand elle rejoint la zone d'inversion de l'écoulement liquide, donc avant d'atteindre le centre du séparateur.

[Gomez1998a], pour améliorer encore ce modèle, a induit une modification permettant de mieux tenir compte de la distribution de la vitesse tangentielle du liquide. Elle obéit toujours à une rotation solide, mais la norme des vitesses diminue avec la distance axiale. Son atténuation est calculée à l'aide d'une corrélation développée par [Mantilla1998]. Cette corrélation est développée sur la base de données disponibles dans la littérature, ainsi que de simulations CFD. Les données

La méthode a été initialement proposée par [Kouba1995b] pour évaluer  $H_l$ . La vitesse axiale du liquide dans le bas du séparateur est supposée uniforme et égale à sa vitesse superficielle. La vitesse tangentielle est supposée unidirectionnelle, ne dépendant que de la position radiale. Elle est supposée obéir à la loi d'un vortex forcé ([Kouba1995a] avaient initialement proposé une forme légèrement différente). La vitesse radiale du liquide est donc supposée nulle.

La vitesse axiale des bulles est supposée égale à la vitesse du liquide. On considère que la seule force agissant sur les bulles est la traînée. Le coefficient de traînée est supposé le même que pour une sphère fixe et rigide, en absence d'une composante azimutale des vitesses. Après toutes ces approximations, la deuxième loi de Newton appliquée à la bulle considérée comme ponctuelle permet d'en dégager la trajectoire (Fig.2.20). Pour évaluer  $H_l$ , il faut donc se fixer

expérimentales utilisées viennent essentiellement de [Algifri1988], [Kitoh1991] et [Chang1994]. On note que dans ces trois travaux, le mouvement tourbillonnaire n'est pas généré de la même manière que dans le GLCC, c.à.d par injection tangentielle du fluide depuis une *entrée unique*.

[Algifri1988] ont travaillé avec de l'air comme fluide moteur, le mouvement tourbillonnaire était généré en faisant passer le fluide à travers une série d'aubes. [Kitoh1991] induisait le mouvement rotationnel à son fluide par des vannes de guidage. [Chang1994] ont procédé à des injections de fluide tangentiellement, mais en utilisant 4 ou 6 entrées réparties uniformément sur la circonférence de la conduite. Les données rapportées dans ces trois travaux montrent un champ d'écoulement quasiment axisymétrique, sans doute dû aux conditions uniformes de génération du tourbillon.

Le modèle utilisé par [Gomez1998a] permet aussi un glissement dans la direction axiale pour la phase dispersée. Les seules forces supposées agir sur la bulle considérée sphérique indéformable sont la traînée et la flottabilité. La deuxième loi de Newton permettrait d'en déduire la trajectoire.

En ce qui concerne le calcul de  $H_g$ , [Arpandi1995] a proposé une première méthode plus empirique que physique. [Gomez1998a] proposa d'utiliser la même approche que pour évaluer  $H_l$ .  $H_g$  doit être suffisante pour qu'une goutte de taille donnée, relâchée depuis le centre du cyclone et au niveau de l'entrée, puisse rejoindre les parois du cyclone.

En conclusion, on pense que ce modèle de par ses corrélations complexes qu'on a épargnées au lecteur, est trop simpliste pour être fiable. Einstein disait qu'on devrait tout rendre aussi simple que possible, *mais pas plus*.

Comme on va le constater dans la Partie II, énormément d'aspects du système sont négligés dans cette modélisation. La plupart des corrélations proviennent d'expériences réalisées sur des systèmes très différents du GLCC. Une grande partie du raisonnement utilisé ne correspond pas à la réalité physique des phénomènes. Le but de notre travail est donc de permettre une meilleure compréhension de l'hydrodynamique du GLCC pour permettre d'établir de meilleurs modèles théoriques. La CFD sera aussi étudiée comme piste possible pour prédire et comprendre le comportement de ces systèmes à l'échelle du prototype.

### 2.5.5 Autre modèle

Il s'agit d'un modèle développé pour prédire le réentraînement de gouttes depuis le film liquide centrifugé aux parois. Il n'a cependant pas été appliqué aux GLCCs.

Le modèle s'inspire des travaux de [Ishii1975a], qui ont déterminé les différents modes d'arrachements de gouttes depuis un film liquide, par un gaz s'écoulant à co-courant avec le liquide (Fig.2.21). Ce sont les deux premiers mécanismes qui sont susceptibles d'arracher les gouttes depuis le film liquide dans un cyclone gaz-liquide. Compte tenu de la vitesse du liquide, c'est le premier qui est dominant. [Austrheim2006] et [Hoffmann2008] reprennent la modélisation théorique faite par [Ishii1975a], en remplaçant l'accélération gravitaire par l'accélération centrifuge. Ainsi ils déterminent théoriquement la limite théorique de

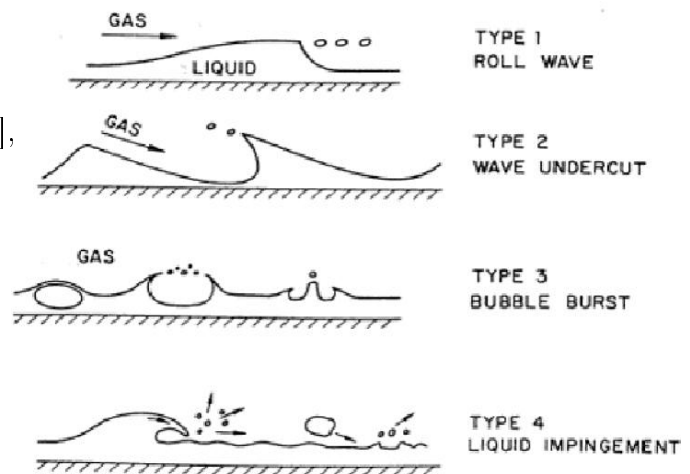


FIGURE 2.21 – Mécanismes d'arrachement de gouttes depuis un film liquide [Ishii1975a].

fonctionnement. Les détails de ce modèle utilisant un bon nombre de corrélations peuvent être retrouvés dans les références mentionnées.

## 2.6 Au-delà de la géométrie classique

### 2.6.1 La “Dual-inlet”



FIGURE 2.22 – *Le plus gros GLCC du monde, Indonésie [Gomez1999a].*

La “Dual-inlet” consiste à distribuer le mélange à séparer sur deux entrées parallèles, pénétrant dans le GLCC à des hauteurs différentes. De tels GLCCs ont été montés sur le terrain comme au champ pétrolifère de Minas en Indonésie (Fig.2.22), où ils sont utilisés en configuration de mesure de débits. Selon [Gomez1999a], l’utilisation de ce gigantesque GLCC avec trois autres plus petits, a permis une économie de trois millions de dollars par rapport à l’utilisation de séparateurs conventionnels.

On garde le terme Anglais de “Dual-inlet” pour permettre une distinction simple avec le cas où deux entrées diamétralement opposées et situées à même hauteur sont utilisées. A la connaissance de l’auteur, cette seconde configuration n’a pas été retenue pour des GLCCs opérationnels. Elle est cependant assez courante avec les hydrocyclones.

La “Dual-inlet” est supposée améliorer l’efficacité de la séparation, puisqu’une pré-séparation s’opère lors de la distribution du mélange : l’entrée supérieure reçoit essentiellement du gaz, et l’entrée inférieure essentiellement du liquide. Les bouchons hydrodynamiques peuvent ainsi être dissipés. [Movafaghian2000] a comparé les performances de la “Dual-inlet” en terme de LCO par rapport à celles d’une entrée simple (Fig.2.16). La “Dual-inlet” est donc nettement supérieure lorsque le débit de liquide est important. Lorsque les débits de gaz sont importants, c’est l’entrée simple qui l’emporte.

[Movafaghian2000] explique que pour les gros débits de gaz, et lorsque l’écoulement devient annulaire dans l’entrée principale, l’entrée supérieure amène du liquide dans le GLCC jusqu’à une faible distance de la sortie supérieure. Ce liquide est plus facilement entraînable et cause ce LCO précoce.

Toutefois, on note que la comparaison n’est pas si triviale : dans les expériences de [Movafaghian2000], l’utilisation de la double entrée impliquait une diminution de la vitesse tangentielle du fluide. La section effective des buses étant doublée et non pas conservée.

### 2.6.2 L’entrée hélicoïdale inclinée

Le GLCC est généralement muni d'un système de commande pour qu'il puisse correctement gérer l'arrivée des bouchons sévères et éviter l'engorgement. Cependant, seule une partie du problème est ainsi réglée. En fait, les débits en sortie du GLCC vont être plusieurs fois plus importants que les débits moyens sur la ligne, ce qui va poser un problème de surcharge au niveau des équipements en aval. Une solution envisagée par TUSTP est de placer une entrée hélicoïdale inclinée en amont du GLCC, dans le but de dissiper les bouchons. La Figure 2.23 schématise un GLCC muni d'une telle unité.

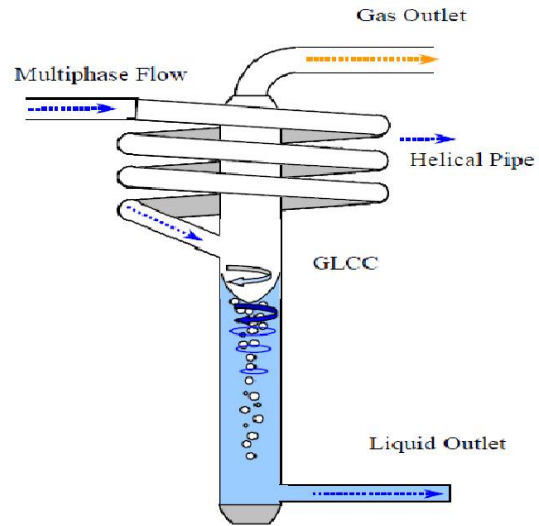


FIGURE 2.23 – Schématisation d'un GLCC muni d'une entrée spiralee [Di Matteo2003].

L'équipe de TUSTP a tout d'abord développé un générateur de bouchons artificiels, qui permet de contrôler la longueur des bouchons à générer. Les expériences consistaient à générer des bouchons artificiels dans la conduite hélicoïdale, et examiner leur taux de dissipation en fonction des conditions opératoires. Les mécanismes responsables de la dissipation sont la gravité (inclinaison de la conduite) et la force centrifuge (rotation du mélange). La dissipation du bouchon peut être partielle ou totale. Pour les détails, consulter [Ramirez2000] ou [Di Matteo2003].

On note que ce système n'a pas été testé sur des bouchons hydrodynamiques. L'impact direct sur les performances du GLCC n'a pas été rapporté.

### 2.6.3 Le SD<sup>©</sup>

Le SD<sup>©</sup><sup>10</sup> ou amortisseur de bouchons en Français, est aussi une unité destinée à minimiser l'impact des bouchons sévères sur le GLCC et les unités en aval. Comme montré sur la Figure 2.24, le SD ressemble à une "Dual-inlet". Il est muni d'une jambe supplémentaire pour équilibrer

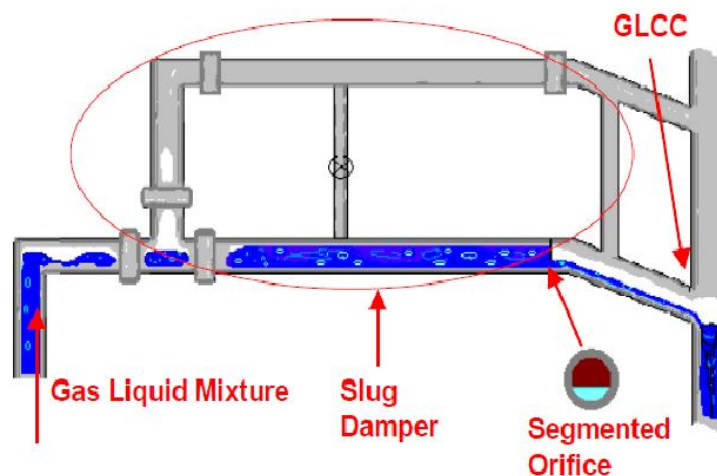


FIGURE 2.24 – Schématisation du SD [Reinoso2002].

les pressions entre les deux entrées, et d'un obturateur au niveau de la jambe d'entrée inférieure. Cet obturateur ralentit le bouchon liquide, et l'oblige à s'écouler vers le GLCC à une vitesse

10. Pour "Slug damper", Copyright, The University of Tulsa, 2001.

moindre. Ainsi, la surcharge des équipements est évitée, mais aussi, la séparation dans le GLCC est meilleure. En effet, sans le SD, le système de commande contribue à vider le GLCC le plus vite possible pour éviter son engorgement, d'où une mauvaise qualité de séparation. Le SD semble une meilleure solution et est plus pratique que la conduite hélicoïdale pour gérer les bouchons sévères. Un bon nombre de GLCCs opérationnels sont munis d'un SD [Mohan2004].

Les détails sur cette unité peuvent être trouvés dans [Kouba2002] ou [Reinoso2002].

### 2.6.4 L'extracteur de liquide

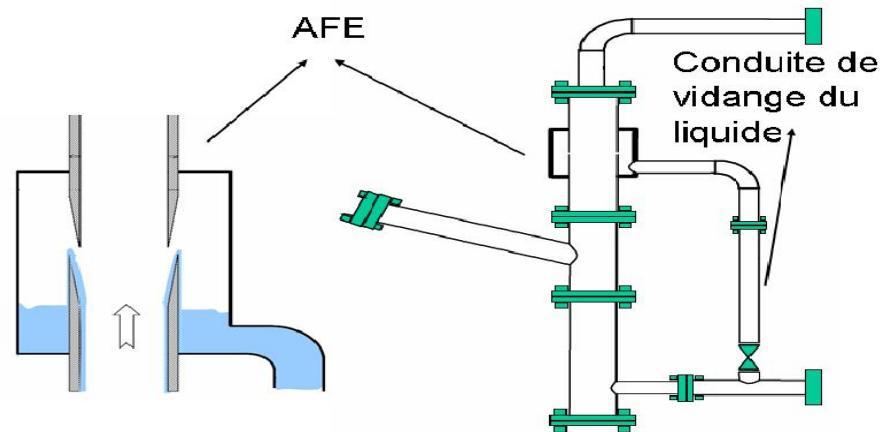


FIGURE 2.25 – Extracteur annulaire de liquide monté sur un GLCC.

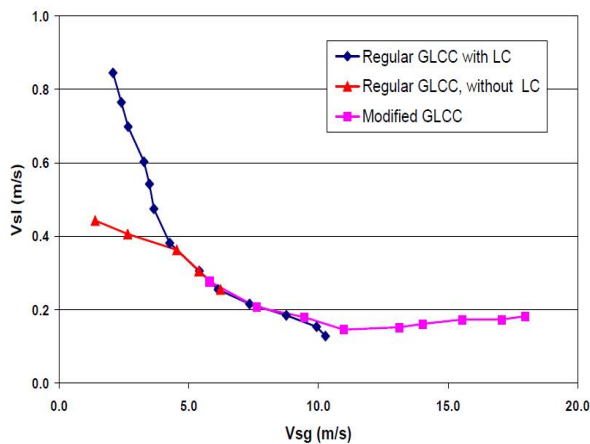


FIGURE 2.26 – Limite du LCO avec sans l'utilisation d'un AFE [Molina2003].

L'extracteur annulaire de liquide<sup>11</sup> est une unité destinée à récupérer le film liquide formé à la paroi (Fig.2.25). Ce dispositif de récupération est monté sur la partie supérieure du GLCC. Le liquide centrifugé jusqu'à la paroi pénètre dans l'unité par des fentes pariétales, et est ensuite drainé par la gravité vers la jambe inférieure du GLCC. L'unité doit être dimensionnée de façon à permettre un temps de séjour suffisant pour désengager les bulles. Sa limite supérieure de fonctionnement correspond à l'engorgement de l'unité par le liquide.

La Figure 2.26 montre l'amélioration des performances du GLCC en terme de limite LCO grâce à l'installation d'un AFE. La légende "LC" sur la figure correspond à "Level Control".

Pour des détails, consulter [Molina2003].

### 2.6.5 Le système de distribution

Il est assez courant, surtout lors d'exploitations de puits marginaux, que les mélanges issus des divers puits soient traités dans la même raffinerie. Il arrive souvent que les débits soient trop importants pour être gérés par un unique séparateur. Pour ne pas limiter la production, la solution

11. "Annular Film Extractor" en anglais, abrégé AFE.

intuitive est d'utiliser des séparateurs différents pour chaque ensemble de puits. Or, les puits manifestent souvent des comportements différents. Certains produisent plutôt du gaz, d'autres plutôt des liquides, d'autres sont sujets à des bouchons sévères.

Pour une meilleure performance des séparateurs, il est préférable que le mélange total soit distribué le plus équitablement que possible sur les différents séparateurs. Ainsi par exemple, un bouchon sévère peut être géré par l'ensemble des séparateurs et non pas par un séparateur unique.

L'équipe TUSTP a conçu un système de distribution muni d'unités SD, schématisé sur la Figure 2.27. Le système a été testé pour distribuer un mélange multiphasique issu de quatre conduites différentes sur deux GLCCs. Les résultats montrent que le système de distribution testé réussit à distribuer assez équitablement le mélange entre les deux séparateurs. Les résultats montrent également que la limite du LCO du système (l'ensemble des deux séparateurs en parallèle) est optimale quand le mélange est divisé également [Bustamante2003].

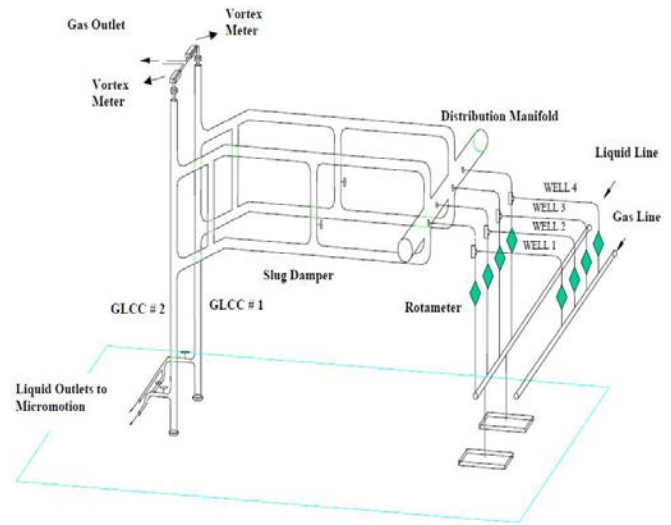


FIGURE 2.27 – Système de distribution du mélange issus de différents puits [Bustamante2003].

## 2.7 Le GLCC alimenté par un mélange triphasique

Sur le terrain, le mélange alimentant le GLCC comporte souvent plus que deux phases. On va examiner rapidement quelques investigations expérimentales sur le sujet.

### 2.7.1 Le GLCC alimenté par un mélange eau-huile-gaz

Cette situation est très importante à étudier, puisque dans la majorité des situations, le pétrole est mélangé à de l'eau en sortie du puits. La question fut abordée expérimentalement dans [Kolla2007]. Son GLCC est alimenté par un mélange triphasique eau-huile-gaz. Il étudia le seuil de déclenchement du LCO en fonction de la *fraction volumique* de l'eau dans le mélange eau-huile (le "Watercut" dans la jargon pétrolier).

La Figure 2.28 montre la variation du seuil de déclenchement du LCO en fonction du "Watercut". L'huile utilisée est une huile légère ayant un °API de 35 (une densité d'environ 0,849), environ 32 fois plus visqueuse que l'eau, et de tension superficielle égale à 25,5 mN/m. Les résultats montrent comme attendu, que l'huile plus légère et plus visqueuse que l'eau est plus facilement entraînée par le gaz vers la sortie supérieure. Il est très intéressant de noter que pour les différents "Watercut", les courbes de LCO restent comprises entre les deux extrêmes : 100% huile et 100% eau. La prédiction du comportement global du GLCC opérant sur le terrain peut ainsi être simplifiée.

Le GLCC utilisé dans l'étude de [Kolla2007] procède à une séparation classique gaz-liquide. Aucune séparation eau-huile n'est faite. Le mélange issu de la sortie inférieure doit être envoyé vers un séparateur liquide-liquide pour être séparé. La séparation complète doit donc se faire sur deux étages. Dans ce cas là, le GCU est un paramètre crucial qui influence l'efficacité du second séparateur, surtout s'il est à principe cyclonique.

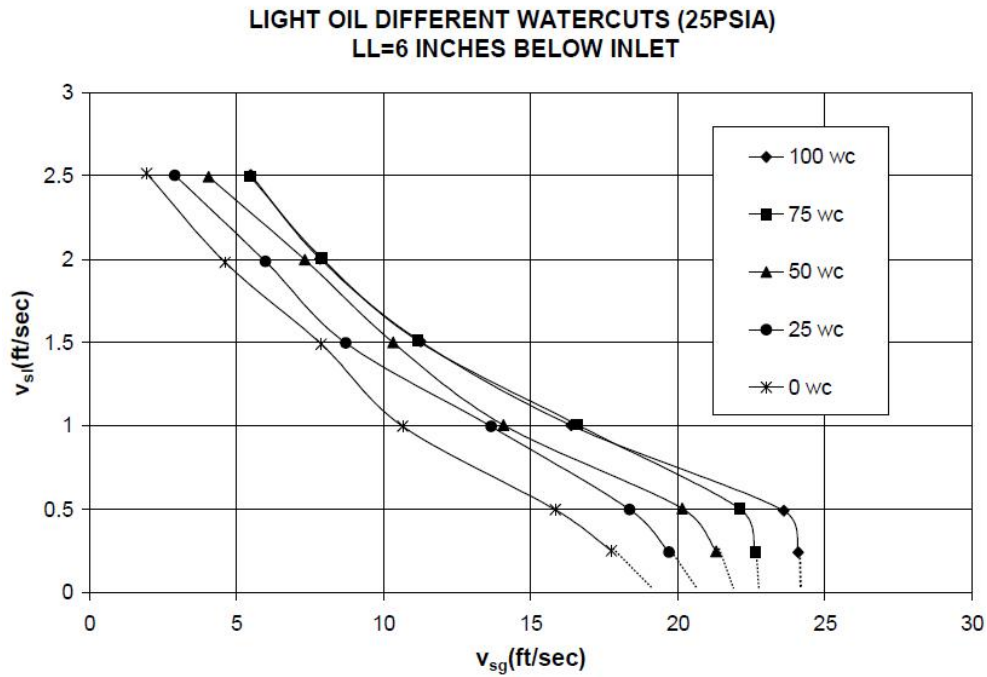


FIGURE 2.28 – Effet du “Watercut” sur le déclenchement du LCO [Kolla2007].

Une autre solution, permettant de monter encore en compacité, est de faire évoluer le GLCC pour que la séparation des trois phases soit réalisée dans un seul étage de séparation. Ainsi est né le GLLCC<sup>©12</sup> (Fig.2.29).

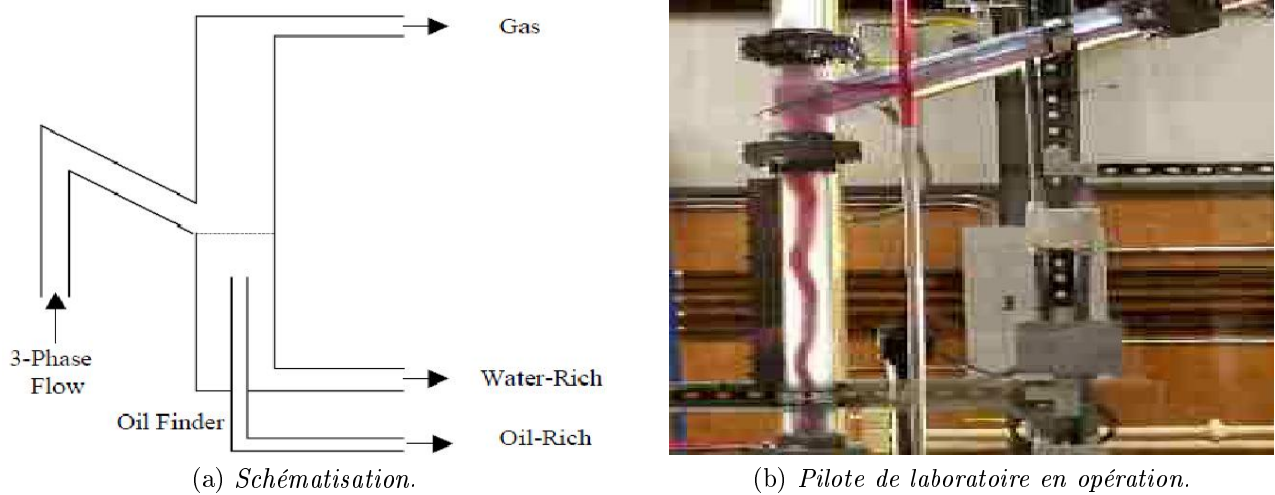


FIGURE 2.29 – Le GLLCC [Oropeza-Vazquez2001].

Le GLLCC est un GLCC qui comprend dans sa partie inférieure un “Core Finder” (Similaire au “Vortex Finder”). La séparation gaz-liquide se fait de la manière classique en “reverse-type”, tandis que la séparation eau-huile se fait en “straight-through” : l’huile sort par la conduite centrale et l’eau plus lourde, sort depuis l’espace annulaire restant.

[Oropeza-Vazquez2001] a examiné le potentiel d’un GLLCC et d’un système de séparation à deux étages GLCC-LLCC. Il rapporta que les deux systèmes sont adaptés pour une application de

12. Pour “Gas-Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone, Copyright, The University of Tulsa, 2000.



“Free water knockout” : le mélange eau-huile est divisé en deux parties, la première riche en huile et une autre riche en eau. Les deux systèmes n’ont pu convenir à une application de séparation totale. L’étude n’a rapporté aucune information sur le GCU. De telles données auraient été sûrement intéressantes.

On mentionne que d’autres études faites à TUSTP se sont penchées sur le cas où le mélange d’entrée contient des particules solides. Le but est de prédire les dimensions des conduites d’entrée du GLCC pour éviter le dépôt de ces particules.

L’application visée est d’utiliser le GLCC pour séparer le mélange boue-débris-gaz issu des forages. Les débris doivent être évacués avec la boue, tout en empêchant leur sédimentation dans les conduites. L’application devrait permettre d’utiliser des séparateurs plus petits en aval, notamment en ce qui concerne les “Shale Shakers”. Le lecteur intéressé peut consulter [Arismendi2008] ou [Omarov2008] à ce sujet.

### 2.7.2 Le GLCC alimenté par une huile moussante

Comme déjà discuté dans ce manuscrit, bon nombre de bruts manifestent des comportements de moussabilité. La formation de mousse dans le séparateur entraîne un LCO prématuré, sans que le système de contrôle de niveau ne puisse s’en rendre compte ou remédier au problème. La mousse peut être considérée comme une troisième phase, son comportement rhéologique est bien différent de celui de l’huile et de l’air qui la constituent.

Dans l’industrie, les cyclones sont souvent utilisés pour casser la mousse [Hoffmann2008]. Il est donc important de savoir si le GLCC possède un tel potentiel.

La première expérience sur ce thème a été réalisée par [Movafaghian2000]. Un surfactant commercial fut mélangé à de l’eau, et son influence sur le seuil d’initiation du LCO fut étudiée. A part la tension superficielle, aucune autre donnée ne fut communiquée sur les propriétés du mélange ou de la mousse. Les résultats de [Movafaghian2000] sont montrés sur la Figure 2.30. On remarque que la présence du surfactant initie rapidement le LCO sous forme de mousse (par rapport à l’eau, qui est représentée par la courbe de légende 72 dynes/cm). Pour un même débit d’eau, une augmentation encore importante du débit de gaz va dissiper la mousse : le LCO se fait alors en mode annulaire. L’investigation de [Movafaghian2000] ne fut pas poussée plus loin.

Une autre étude de TUSTP, [Guzman2005], s’est penchée plus tard sur le sujet, mais avec une perspective différente. La mousse a été cette fois-ci créée avant que le mélange ne soit envoyé au GLCC. Il s’agit d’examiner si le GLCC réussit à dissiper la mousse, ou si au contraire, il va en générer davantage. Cette étude fournit des détails sur la caractérisation de la mousse ainsi que sur ses propriétés. Néanmoins, les conditions opératoires en terme de débits se sont limitées à une plage bien étroite. La tendance trouvée est similaire à celle relevée par [Movafaghian2000] : le GLCC crée de la mousse tant que la vitesse superficielle du gaz ne dépasse pas un certain seuil. Au-delà, la force centrifuge induite est capable de dissiper la mousse.

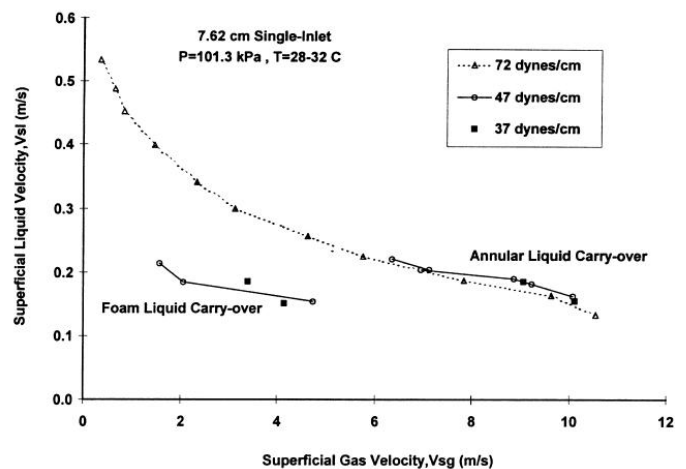


FIGURE 2.30 – Effet du surfactant sur le seuil d’initiation du LCO [Movafaghian2000].

## 2.8 Conclusion

Le GLCC peut être utilisé pour différentes applications importantes dans l'industrie pétrolière. Grâce à sa simplicité et sa compacité, il autorise des économies importantes sur les procédés de séparation et divers autres procédés dérivant du "Flow assurance". Ceci est particulièrement vrai pour les exploitations offshore et Arctiques, et dans le cadre de la séparation sous-marine ou de la séparation de fond. Cependant, il n'a été que rarement employé à des fins de séparation complète des phases.

Son dimensionnement est extrêmement empirique. Le lien logique entre le fonctionnement global et les phénomènes locaux est souvent inexistant. La CFD devrait sans doute permettre d'abaisser ce degré d'empirisme.

Si l'on compare le GLCC à ses principaux concurrents, le VASPS (Fig.1.15a) et le CS (Fig.1.15b), on se rend compte qu'il est beaucoup plus simple et facile à construire. En ce qui concerne le LCO, le principe de fonctionnement est le même. Le GLCC doit être meilleur en raison de son entrée *inclinée*, et compte tenu qu'une plus grande partie de l'appareil est dédiée à cette séparation. En plus, dans le VASPS et dans le CS, l'engorgement de la canalisation hélicoïdale peut résulter en une source supplémentaire de LCO. Le VASPS semble inclure un "Inlet Raceway" pour empêcher le "Layer Loss", mais cette modification si elle est bénéfique, peut être facilement intégrée au GLCC.

Il nous semble donc que le GCU est le point faible du GLCC. La littérature ne fournit qu'extrêmement peu de données sur le phénomène. Il semble être le plus important pour les débits intermédiaires de liquide, et devrait augmenter si le niveau du vortex liquide s'abaisse. Le VASPS et le CS semblent plus efficaces pour remédier au GCU. L'entrée horizontale va résulter en une plus grande intensité tourbillonnaire, et la plus grande partie du séparateur vise à séparer les bulles. On espère que notre étude permettra une meilleure compréhension de ce phénomène.

# Chapitre 3

## Les écoulements tourbillonnaires confinés

Les écoulements tourbillonnaires en conduite sont obtenus en transmettant une composante de vitesse tangentielle à l'écoulement axial, résultant en un enroulement hélicoïdal des lignes de courant. La recherche dans le domaine a été motivée par deux raisons un peu antagonistes : d'une part la séparation des phases par centrifugation, et d'autre part l'amélioration du mélange et l'augmentation des coefficients d'échange.

Ce type d'écoulement se retrouve aujourd'hui dans un bon nombre d'applications industrielles. Les buts sont divers : séparation centrifuge, augmentation des échanges de matière ([Kuzmin2005]), amélioration du transfert thermique dans les échangeurs ([Chang1995]), pour éviter le bouchage et les usures localisées dans les conduites de convoyage pneumatique ([Fokeer2006]), stabilisation des flammes dans les chambres à combustion ([Truffin2005]) ou les torchères...

Une meilleure compréhension de l'hydrodynamique de ces écoulements est nécessaire pour cerner les divers phénomènes ayant lieu dans le GLCC. Comme on va le voir, même pour le cas monophasique, divers aspects de ces écoulements ne sont toujours pas compris. Ce type d'écoulement reste aussi un défi pour la CFD : l'influence du champ centrifuge sur l'écoulement moyen et sur la turbulence n'est pas du tout simple.

Les cas diphasiques ont été très peu étudiés. La plupart de ces études se sont penchées sur une évaluation globale des cyclones (gaz-solide ou hydrocyclones), ou sur des mesures locales dans les hydrocyclones en présence d'un cœur gazeux (voir Fig.1.7). Dans ce chapitre donc, sauf mention contraire, ce sont les cas monophasiques qu'on aborde.

### 3.1 Les écoulements tourbillonnaires en conduite

#### 3.1.1 Méthodes de génération

Selon [Gupta1984], les méthodes de génération de mouvement tourbillonnaire en conduite rectiligne (qu'on appellera par la suite écoulement en "swirl") peuvent être classées en trois catégories :

- ⇨ Injection tangentielle du fluide : injection tangentielle unique [Gupta2007], injections tangentielles multiples [Chang1994], injections tangentielles et axiales [Guo2009], générateurs de swirl type "Propeller" [Steenbergen1998], vannes de guidage [Kitoh1991]...
- ⇨ Passage du fluide à travers des objets profilés : rubans torsadés, conduite hélicoïdale appropriée ("Helical swirl inducing pipe") [Fokeer2006] ...
- ⇨ Rotation d'un composant à travers lequel passe le fluide : élément de paroi rotatif, structure alvéolaire ou nid d'abeille en rotation [Weske1974] ...

Le mouvement tourbillonnaire peut être induit d'une manière continue tout au long de la conduite, et être ainsi entretenu. Sinon il est généré d'une façon localisée, et son intensité va diminuer avec l'éloignement de la zone de génération.

### 3.1.2 Hydrodynamique

Les caractéristiques du swirl ne dépendent pas uniquement du nombre de Reynolds et de l'intensité tourbillonnaire (voir Section 3.1.2.5), mais aussi et fortement de la manière avec laquelle le swirl a été généré ([Kitoh1991], [Steenbergen1998], [Martemaniov2004]). Selon [Martemaniov2004], et pour les mêmes paramètres globaux de l'écoulement (nombre de Reynolds, intensité tourbillonnaire), le vortex localisé peut présenter différentes symétries hélicoïdales (Fig.3.1a). [Kitoh1991] montra que les écoulements en swirl ont une forte mémoire et ne perdent pas facilement leur identité initiale. Les caractéristiques de l'écoulement en swirl sont variées et ne sont donc pas indépendantes des conditions de génération (Fig.3.1).

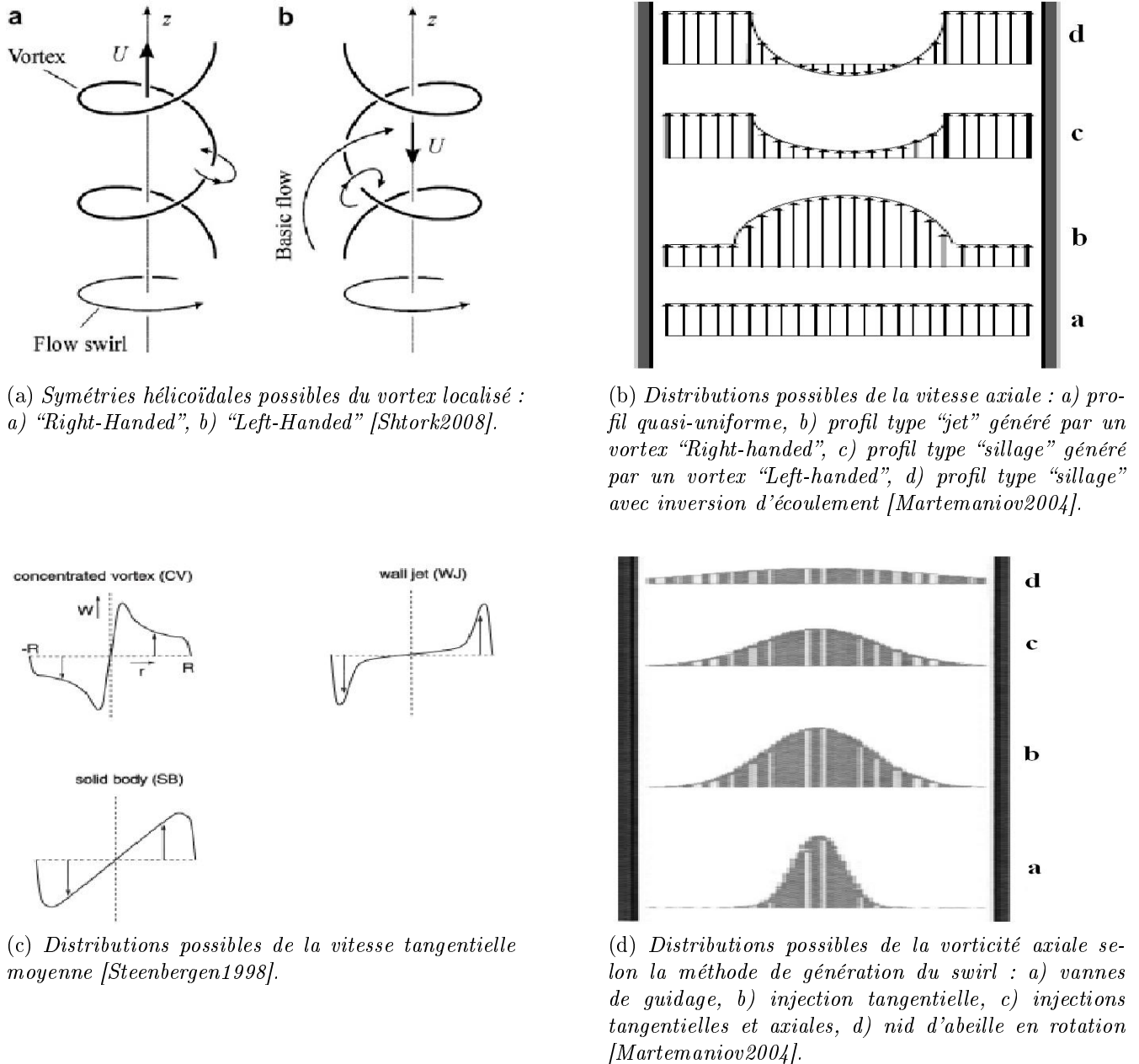


FIGURE 3.1 – Différentes hydrodynamiques possibles des écoulements en swirl.

Dans ce travail de thèse, les écoulements en swirl ne devraient nous intéresser que dans le cadre d'une géométrie type GLCC, c.à.d ceux générés par une injection tangentielle dans une conduite

cylindrique, avec soutirage depuis le bas. Or, en examinant la bibliographie, on constate que de telles données expérimentales sont rares. Même les études de TUSTP et leur modèle théorique sur le GLCC se sont basés sur les données rapportées par [Algifri1988], [Kitoh1991], [Chang1994] (dans ces travaux, les mesures sont réalisées par fil chaud). Le swirl dans ces trois travaux n’était pas généré par une injection tangentielle unique ce qui constitue un forçage fortement non axisymétrique, mais par des conditions beaucoup plus uniformes, respectivement vanes de guidage, séries d’aubages, injections tangentielles multiples (quatre et six). Avec ces conditions de génération, les écoulements obtenus sont raisonnablement axisymétriques. Cette hypothèse a été retenue dans le développement du modèle théorique sur le GLCC (Section 2.5).

Finalement, les chercheurs de TUSTP ont fini par mener leurs propres expériences, en monophasique, sur une géométrie type GLCC [Erdal2001a]. Ils ont constaté que suite au forçage asymétrique prononcé de l’entrée tangentielle unique, l’hypothèse d’axisymétrie ne tient plus pour les écoulements dans le GLCC. Ce résultat avait déjà été observé par [Kumar1993].

Dans cette section, on va détailler les différentes caractéristiques des écoulements en swirl, *en se limitant aux travaux sur lesquels s’est appuyée l’équipe TUSTP pour développer son modèle sur le GLCC*. On mentionnera les différences qui furent constatées par [Erdal2001a], dont on détaillera les travaux dans la Section 3.2. On doit garder en tête l’influence de la méthode de génération du swirl ainsi que ses effets de mémoire : l’extrapolation des données peut conduire à des constatations erronées.

Finalement, on note que l’air est le fluide utilisé dans les travaux de [Algifri1988], [Kitoh1991], [Chang1994] ([Kitoh1991] réalisa une partie de ces travaux avec de l’eau aussi). Il se peut donc que des effets de compressibilité influencent les résultats par rapport à des expériences faites avec du liquide. Cependant, l’ordre de grandeur des pressions mesurées ([Kitoh1991], [Chang1994]) nous indique qu’a priori, ces effets sont négligeables.

### 3.1.2.1 Vitesse tangentielle moyenne

Un profil typique de la vitesses tangentielle moyenne est montré sur la Figure 3.2.

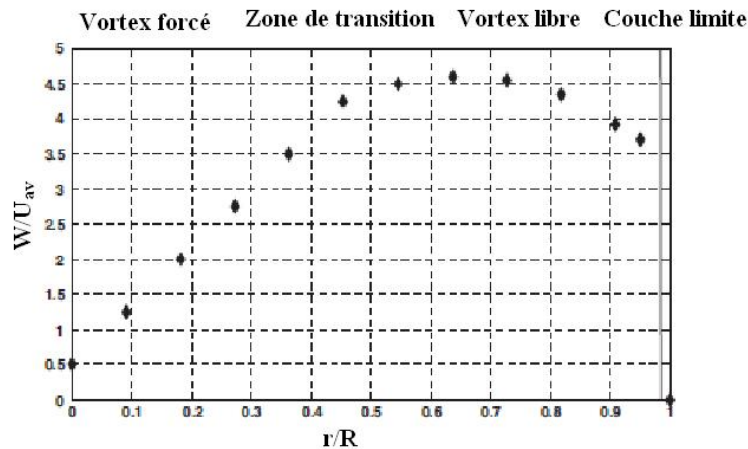


FIGURE 3.2 – Profil typique de la vitesse tangentielle moyenne.

On y identifie plusieurs zones :

⇨ Le cœur du tourbillon : Le profil y décrit une rotation solide : c’est un vortex forcé. Selon le critère de stabilité de Rayleigh (qui considère l’écoulement comme axisymétrique et non visqueux), cet écoulement est stable par rapport aux petites perturbations :

$$\frac{1}{r^3} \frac{d}{dr} (Wr)^2 > 0 \quad (3.1)$$

De ce fait, les fluctuations turbulentes se dissipent rapidement tandis que les effets d'histoire persistent [Kitoh1991]. Plus l'on s'éloigne de la zone de génération, plus la position du maximum de vitesse tangentielle s'approche du centre de la conduite.

- ⇨ La région annulaire : Le profil correspond à un vortex libre, et une zone de transition (qui peut être large) la sépare du vortex forcé. La vitesse tangentielle dans ces trois zones peut être approximée par le modèle du vortex de Rankine ([Algifri1988]).

L'action de la force centrifuge est déstabilisante dans cette région, et la distorsion de l'écoulement est importante. La direction de l'écoulement, celles du cisaillement et du gradient de vitesse moyenne ne coïncident pas. La turbulence y est fortement anisotrope.

Dans une logique de viscosité turbulente, les expériences de [Kitoh1991] et de [Chang1994] montrent que les composantes de celle-ci peuvent être négatives : le transport turbulent se fait dans un sens opposé au gradient de vitesse moyenne. A priori donc, les calculs numériques utilisant des modèles de turbulence qui emploient l'approximation de Boussinesq, ne peuvent pas prédire correctement l'hydrodynamique dans cette zone.

- ⇨ La région proche paroi : C'est une mince couche près de la paroi, où la vitesse tangentielle décroît abruptement.

Une question importante concerne l'applicabilité des lois de parois classiques. La distorsion de l'écoulement étant négligeable dans cette région [Kitoh1991], la modification des processus turbulents ne sera affectée que par la courbure des lignes de courant. Selon [Bradshaw1969], la courbure des lignes de courant induirait des effets similaires à la stratification. Il stipule que ceci se traduirait en une modification de la longueur de mélange, d'une façon analogue à la formule de Monin-Oboukhov. [Kitoh1991] adopta l'idée et démontra théoriquement et expérimentalement la déviation de la loi logarithmique classique. Toutefois, la distribution des vitesses au voisinage de la paroi peut être raisonnablement approximée par la loi logarithmique universelle, mais sur une épaisseur de  $y^+$  plus restreinte que pour un écoulement parallèle.

Les résultats de [Erdal2001a] confirment l'existence de ces différentes régions, mais avec une asymétrie plus prononcée. La vitesse tangentielle dans la zone de vortex libre peut dévier du profil du vortex irrotationnel.

### 3.1.2.2 Vitesse axiale moyenne

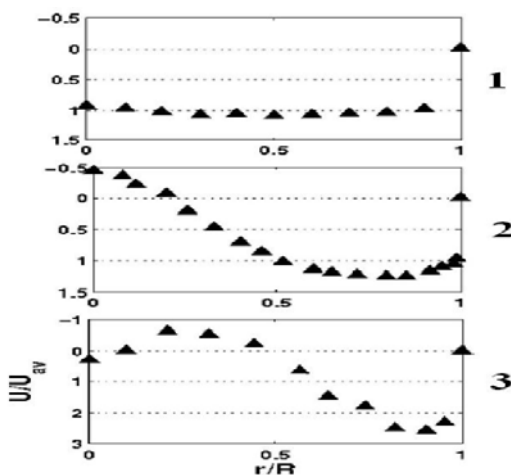


FIGURE 3.3 – Profils possibles de la vitesse axiale moyenne dans le GLCC.

Selon [Mantilla1998] qui s'est basé sur les publications citées précédemment, le profil de vitesse axiale moyenne dans le GLCC est décrit par l'une des distributions montrées sur la Figure 3.3.

Le premier profil représente une distribution quasi-uniforme sur toute la section. Il correspond à une très faible intensité tourbillonnaire.

Le second est le profil typique rencontré dans le GLCC, sauf que son asymétrie sera plus accentuée ([Erdal2001a]). Si l'intensité tourbillonnaire est suffisante, l'écoulement peut s'inverser près de l'axe du cyclone. En fait, le mouvement rotationnel pousse le fluide vers les parois, ce qui résulte en une dépression près du centre de la conduite. La pression au centre peut augmenter dans le sens de l'écoulement

suite à la décroissance du swirl et/ou à cause de l’aspect hélicoïdal du centre du vortex (voir Section 3.2). Le gradient de pression adverse, s’il est suffisamment sévère, peut inverser le sens de l’écoulement.

Le troisième profil présente une double inversion d’écoulement. La vitesse est dirigée dans le sens de l’écoulement moyen près des parois et au centre de la conduite, et est inversée dans les régions intermédiaires. A la connaissance de l’auteur, ce profil n’a jamais été rencontré dans un dispositif où le swirl est généré par une injection tangentielle unique. Il a été observé par [Nissan1961] et [Guo1990] qui ont utilisé des injections tangentielles multiples. Plus tard, [Erdal2001a] a obtenu ce profil lorsqu’il utilisa une double injection tangentielle (voir Section 3.2). Pour le même débit de liquide (même Reynolds basé sur la vitesse moyenne), mais avec une injection unique, le profil obtenu correspondait au second type montré sur la Figure 3.3. On note cependant que la surface totale d’injection dans le cas impliquant une double entrée était légèrement inférieure à la surface d’injection de l’entrée unique, à cause des problèmes de fabrication.

### 3.1.2.3 Profil de la vitesse radiale moyenne

A la connaissance de l’auteur, aucune mesure de la vitesse radiale concernant les écoulements swirlés en conduite n’a été rapportée dans la littérature. [Algifri1988], [Kitoh1991], [Chang1994] et [Baur1995] (le swirl était généré par un nid d’abeilles tournant) ont calculé la composante radiale de la vitesse en utilisant l’équation de la continuité, et en traitant l’écoulement comme axisymétrique.

Leurs résultats montrent que la vitesse radiale est de deux à trois ordres de grandeur plus petite que la vitesse moyenne. Le modèle théorique de TUSTP considère que ce résultat est toujours valable pour l’écoulement dans le GLCC. Cependant ceci n’est pas si évident compte tenu de l’aspect tridimensionnel de l’écoulement généré par une injection tangentielle unique.

### 3.1.2.4 Aspects turbulents

Toujours selon [Algifri1988], [Kitoh1991], [Chang1994] et [Erdal2001a], la présence du swirl augmente le degré de turbulence par rapport à un écoulement parallèle. L’énergie cinétique turbulente serait non seulement importante près des parois, mais aussi près de l’axe de la conduite.

Dans un écoulement swirlé, l’énergie cinétique turbulente est étroitement liée aux effets stabilisants/déstabilisants de la force centrifuge, qui dicte si les composantes fluctuantes vont être absorbées ou non par l’écoulement moyen. Selon [Kitoh1991] et [Erdal2001a], elle décroît dans la région annulaire dans la direction de l’écoulement, tandis qu’elle peut augmenter dans le cœur de l’écoulement.

### 3.1.2.5 Atténuation du swirl

S’il n’est pas entretenu, le swirl va décroître dans la direction de l’écoulement. Il existe deux manières de quantifier son intensité et décrire son atténuation :

- ⇨ La première approche est basée sur l’angle entre les lignes de courant et la section de la conduite, à une position donnée.
- ⇨ La deuxième approche quantifie le swirl à l’aide de nombres adimensionnels.

La seconde approche est plus intéressante, étant plus universelle [Steenbergen1998]. Toutefois, le choix du nombre adimensionnel varie selon les auteurs et il n’y a pas de standard. [Chang1994] ont défini le “Swirl number” comme :

$$S_{n_1} = \frac{\int_0^{2\pi} \int_0^R \rho U W_t r dr d\theta}{\pi \rho R^2 U_{av}^2} \quad (3.2)$$

avec  $U$  et  $W_t$  respectivement la vitesse axiale et tangentielle moyenne.

Ils ont trouvé que l'intensité tourbillonnaire décroît exponentiellement avec la distance à la zone d'injection, hormis pour une distance inférieure à deux diamètres de la conduite. Dans cette dernière zone, l'intensité du swirl est presque constante, ce qui selon ces auteurs, peut être expliqué par la présence du "Vortex breakdown" (voir Section 3.3.2) dans cette région. Ils ont ensuite développé une corrélation pour prédire l'intensité du swirl en fonction de la distance axiale. Leur corrélation fut reprise et modifiée par [Mantilla1998] pour tenir compte du nombre d'entrées et des propriétés du fluide utilisé via le nombre de Reynolds. Elle fut utilisée dans le modèle théorique développé par TUSTP. La corrélation fut ensuite adaptée par [Erdal2001a] pour tenir compte de l'inclinaison de l'entrée et correspondre à ses résultats expérimentaux.

[Kitoh1991] et [Steenbergen1998] ont utilisé une autre définition du "Swirl number" :

$$Sn_2 = \frac{\int_0^{2\pi} \int_0^R \rho U W_t r^2 dr d\theta}{\pi \rho R^3 U_{av}^2} \quad (3.3)$$

Selon [Kitoh1991], la décroissance du swirl avec la position axiale peut être approximée comme exponentielle par morceaux, le taux de décroissance dépendant de l'intensité tourbillonnaire. [Yu1994] ont développé une méthode analytique pour prédire la décroissance du swirl et ont indiqué que cette dissipation est plus importante lorsque le nombre de Reynolds diminue.

[Steenbergen1998] ont indiqué que la décroissance du swirl est exponentielle, et que pour des intensités tourbillonnaires faibles ou modérées, le coefficient de décroissance peut être estimé par :

$$\beta = (1.49 \pm 0.07) \lambda_f \quad (3.4)$$

avec  $\lambda_f$  le coefficient de perte de charge pour les écoulements classiques en conduite.

La formule a été validée sur différents types d'écoulements tourbillonnaires, mais pas sur des écoulements swirlés générés par une injection tangentielle unique du fluide.

D'autres définitions du "Swirl number", plus physiques, peuvent être trouvées dans [Gupta1984]. Cependant elles contiennent des termes de pression ou du tenseur de Reynolds, difficiles à mesurer. De ce fait elles ne sont que rarement utilisées.

## 3.2 Les écoulements swirlés monophasiques dans une géométrie de type GLCC

Après s'être longtemps basés sur des données importées plus ou moins convenablement de la littérature, les chercheurs de TUSTP ont fini par mener leurs propres mesures locales sur l'écoulement dans une géométrie type GLCC. Le système étudié opère en monophasique, et les mesures ont été conduites par [Erdal2001a].

Le cyclone étudié est transparent, avec un diamètre intérieur de 8,9 cm. Durant les expériences, une vanne fut utilisée pour chasser l'air du système. Le cyclone était donc complètement rempli de liquide. Les mesures locales des vitesses axiales et tangentielles ont été réalisées à l'aide d'une LDV<sup>1</sup> 2D. Les points de mesure sont restreints à un seul plan, et se trouvent sur 24 diamètres différents, qui s'étendent de 31,7 cm à 89,9 cm en dessous de l'entrée. Trois configurations d'entrée furent utilisées : entrée unique simple, entrée unique avec buse, deux entrées diamétralement opposées. La section totale d'intersection avec le cyclone devrait a priori être la même pour les trois configurations ; cependant elles diffèrent légèrement à cause des difficultés de fabrication. Les

---

1. Pour "Laser Doppler Velocimetry".



entrées sont toutes inclinées de 27° vers le bas. La position relative entre l'entrée unique et la sortie peut être modifiée de 180°. Les dimensions et la géométrie du pilote, le système de coordonnées ainsi que le plan de mesures LDV sont représentés sur la Figure 3.4.

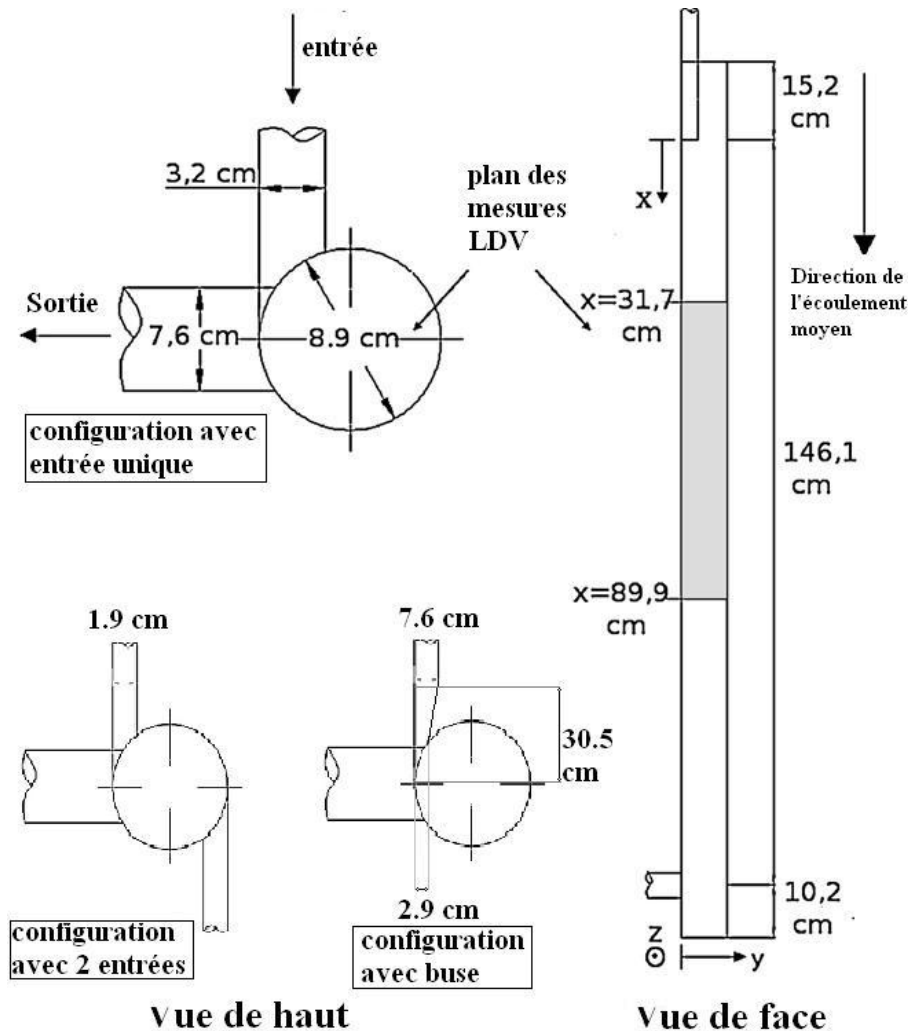


FIGURE 3.4 – Dimensions et géométrie du pilote utilisé dans [Erdal2001a].

Deux fluides ont été utilisés dans les expériences : de l'eau, et un mélange eau-glycérine. Ce second fluide est 7 fois plus visqueux que l'eau, et a une masse volumique de  $1093 \text{ kg/m}^3$ . Les expériences menées concernent des nombres de Reynolds (basé sur la vitesse moyenne dans le cyclone et sur le diamètre de ce dernier) variés. Les paramètres des différentes expériences sont résumés dans le Tableau 3.1.

Comme la vitesse radiale n'a pas pu être mesurée, pour approximer l'énergie cinétique turbulente, [Erdal2001a] a utilisé la formule suivante :

$$\sqrt{v^2} = \frac{1}{2}(\sqrt{u^2} + \sqrt{w^2}) \quad (3.5)$$

Les conclusions de [Erdal2001a] sont :

- ⇨ Utilisation d'une entrée unique :
  - ⇨ L'écoulement ne peut pas être approximé comme axisymétrique. Les mesures révèlent une structure hélicoïdale de la zone d'inversion d'écoulement (Fig.3.5).
  - ⇨ Les structures des champs de vitesse axiale et tangentielle restent identiques pour les différents nombre de Reynolds étudiés.

Numéro de l'expérience	Configuration de l'entrée	Fluide utilisé	Débit ( $m^3/s$ )	Vitesse moyenne dans la section principale ( $m/s$ )	Nombre de Reynolds
1	Entrée simple	eau	0,00454	0,731	66855
2	Entrée simple, l'angle relatif avec la sortie est modifié de $180^\circ$	eau	0,00454	0,731	66855
3	Entrée simple	eau	0,00189	0,305	27856
4	Entrée simple	eau	0,00063	0,102	9285
5	Double entrée	eau	0,00454	0,731	66855
6	Double entrée	eau	0,00063	0,102	9285
7	Entrée munie d'une buse	eau	0,00454	0,731	66855
8	Entrée munie d'une buse	eau	0,00063	0,102	9285
9	Entrée simple	eau-glycérine	0,00339	0,545	7570
10	Entrée simple	eau-glycérine	0,00186	0,300	4163
11	Entrée simple	eau-glycérine	0,00068	0,109	1514

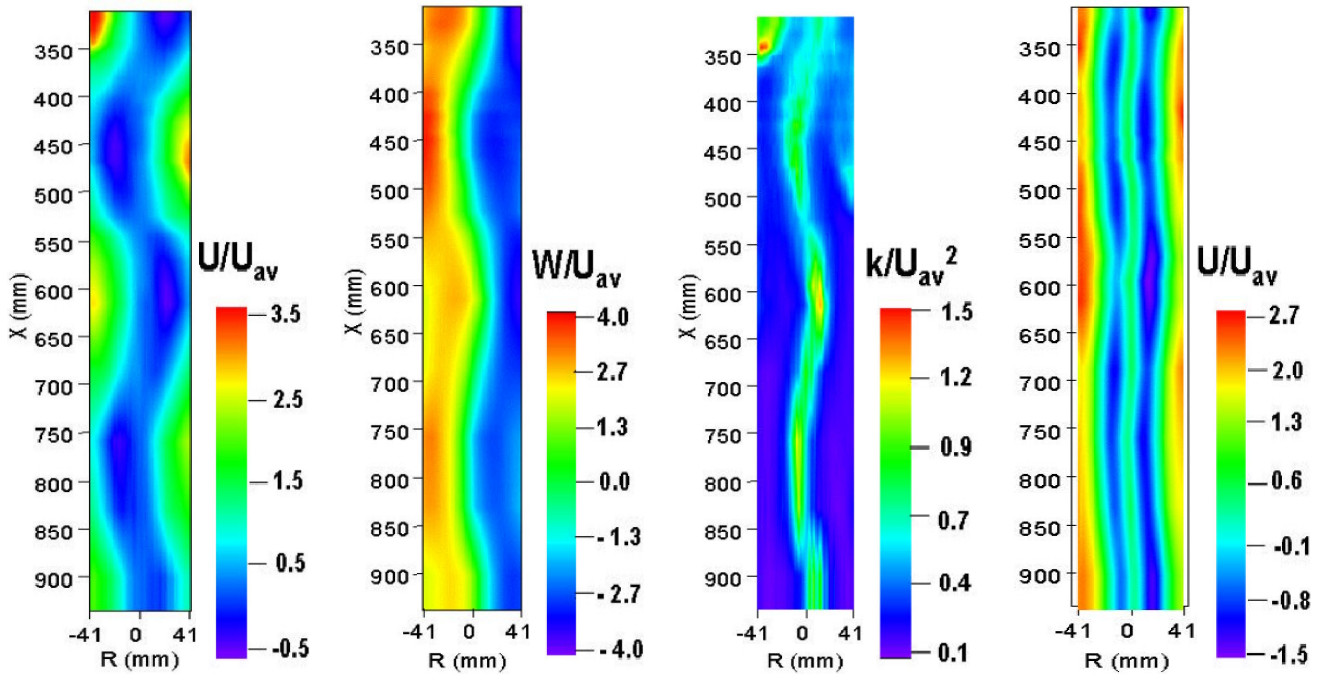
TABLE 3.1 – Paramètres des différentes expériences réalisées dans [Erdal2001a].

- ⇒ La “longueur d’onde” du vortex décroît avec le nombre de Reynolds.
- ⇒ L’énergie cinétique turbulente peut augmenter dans le cœur du vortex, comme déjà noté par [Kitoh1991] (Fig.3.5). Elle est la plus importante dans les zones d’inversion d’écoulement. Les composantes diagonales du tenseur de Reynolds sont du même ordre de grandeur (contrairement à ce qui est conclu dans les publications mentionnées précédemment, cependant ces derniers résultats ne furent pas publiés).
- ⇒ L’écoulement est identique pour les expériences 1 et 2 (seul l’angle relatif entre l’entrée et la sortie est modifié). Une légère différence est observée en ce qui concerne l’énergie cinétique turbulente, et ceci est sans doute dû à l’installation expérimentale.
- ⇒ Utilisation d’une double entrée :
  - ⇒ L’écoulement se rapproche davantage d’un écoulement axisymétrique. La réduction du gauchissement du vortex est censée améliorer la séparation des bulles.
  - ⇒ Pour un faible nombre de Reynolds (expérience numéro 6), le rayon de capture est plus important qu’avec l’utilisation d’une entrée unique pour le même Re (expérience 4). L’intensité tourbillonnaire décroît plus lentement. Ces facteurs doivent améliorer la séparation dans le GLCC.
  - ⇒ Par rapport aux expériences utilisant une entrée unique et pour le même Re, la turbulence est moindre dans la région proche de l’entrée. Cependant elle est plus importante au centre du vortex.
  - ⇒ Contrairement aux expériences utilisant une entrée unique, la structure de l’écoulement axial dépend du Re. Ainsi, pour l’expérience numéro 5, le profil de la vitesse axiale moyenne admet une double inversion d’écoulement (Fig.3.5). Pour le même Re et avec une entrée unique (expérience numéro 1), le profil ne présente qu’une simple inversion. Dans la pratique, une double inversion de l’écoulement est à éviter. Les bulles qui atteignent le centre du GLCC vont rencontrer un écoulement de liquide dirigé vers le bas. Le GCU serait donc plus important. C’est pour cette raison qu’une configuration en

double entrée n'a pas été retenue pour les GLCCs.

⇒ Utilisation d'une buse :

- ⇒ La structure de l'écoulement est la même qu'avec une entrée simple.
- ⇒ La vitesse dans la zone d'inversion d'écoulement est environ deux fois plus importante qu'avec une entrée simple. Le gauchissement du vortex est légèrement réduit.
- ⇒ Toujours en comparant aux expériences utilisant une entrée unique, l'énergie cinétique de turbulence est plus faible dans la zone proche de l'entrée, mais plus importante au cœur du tourbillon.



(a) Contour de la vitesse axiale moyenne, exp.1.

(b) Contour de la vitesse tangentielle moyenne, exp.1.

(c) Contour de l'énergie cinétique turbulente, exp.1.

(d) Contour de la vitesse axiale moyenne, exp.5.

FIGURE 3.5 – Quelques résultats expérimentaux de LDV tirés de [Erdal2001a].

### 3.3 Instabilités dans les écoulements tourbillonnaires

#### 3.3.1 La précession du cœur du vortex

La précession du cœur du vortex ou “PVC”<sup>2</sup>, est une instabilité hydrodynamique souvent rencontrée dans les écoulements tourbillonnaires. Elle consiste en une précession cohérente et quasi-périodique du centre du tourbillon. Les conditions de son déclenchement sont encore débattues. Le phénomène a été surtout étudié dans les chambres à combustion, puisqu’il peut causer le dysfonctionnement du système ([Wegner2004], [Truffin2005]).

[Kitoh1991] a constaté durant ses expériences qu’un mouvement de très basse fréquence a lieu dans le cœur de l’écoulement. On pense que ceci est lié au PVC.

Dans le cas des séparateurs cyclones, on mentionne les travaux de [Peng2005]. Ils ont suivi la “queue” du vortex dans un cyclone gaz-solide, en employant une technique stroboscopique. Ils ont

2. Pour “Precessing Vortex Core”.

observé qu'elle rejoint les parois et entame un mouvement de rotation. [Gupta2007], étudiant par PTV<sup>3</sup> l'écoulement monophasique de l'eau dans une géométrie type GLCC, ont également observé la précession du centre du tourbillon autour d'un axe imaginaire.

Des détails et une approche théorique sur le phénomène peuvent être trouvés dans [Alekseenko2007].

### 3.3.2 La panne du tourbillon

La panne du tourbillon, mieux connue sous son nom Anglais "Vortex breakdown"<sup>4</sup>, est un phénomène qui peut avoir lieu dans les écoulements tourbillonnaires (à condition que l'écoulement dans le filament tourbillonnaire soit supercritique), et qui se manifeste par l'apparition de points de stagnation suivis de zones de recirculation d'étendues finies le long de l'axe du tourbillon. Il a été observé pour la première fois par [Peckham1957], puis indépendamment par [Lugt1959] (cités par [Lugt1995]). Il n'existe toujours pas une explication unanime du phénomène.

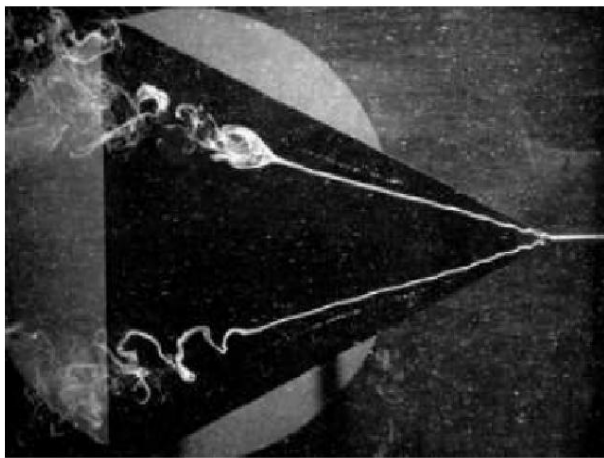


FIGURE 3.6 – *Panne de tourbillon en bulle (en haut) et en spirale (en bas) sur une maquette d'aile d'avion. Le fluide utilisé est l'eau avec une vitesse débitante de 5,1 cm/s. La visualisation est faite par injection de colorant ([Lambourne1961] cité par [Alekseenko2007]).*

[Lugt1995] propose la définition suivante, en tentant d'y inclure les différentes définitions proposées dans la littérature : " Plus le swirl est important, plus la pression est basse au centre du tourbillon. Dans le sens de l'écoulement, la vorticité se disperse par diffusion et convection, d'où une augmentation de la pression à l'axe du vortex. Cette augmentation si elle est suffisante, conduit à un point d'arrêt avec une inversion d'écoulement. Les lignes de courant divergent près du point de stagnation, et la vitesse diminue par conservation du moment cinétique. Le phénomène rompt l'équilibre entre l'accélération centrifuge et le gradient de pression, et le retour à l'équilibre se manifeste souvent par des ondes". La Figure 3.6 montre deux types différents de panne de tourbillon sur une maquette d'aile d'avion, l'écoulement se faisant de droite à gauche. On mentionne qu'il existe divers types d'éclatements tourbillonnaires : en cône, en hélice, en double hélice...

Des détails sur ce phénomène toujours mal maîtrisé peuvent être trouvés dans [Lugt1995], [Alekseenko2007] ou [Lucca-Negro2001].

## 3.4 Les écoulements swirlés diphasiques

Dans la littérature, il n'existe que de rares études ayant rapporté des mesures locales dans les écoulements swirlés diphasiques.

Encore, la plupart de ces études telles que [Chu2004], se penchent sur des mesures de vitesse dans les hydroclones, avec et sans formation d'un cœur gazeux. Les résultats ne peuvent nous être utiles dans la mesure où le fonctionnement de l'hydrocyclone et sa géométrie sont différents de ceux du GLCC. Aussi, le processus de formation de ce cœur gazeux est complètement diff rent du creusement du vortex ou de la formation du filament dans le GLCC.

3. Pour "Particle Tracking Velocimetry".

4. Ou parfois "Vortex burst".

[Kouda2006] et [Kitagawa2007] ont mené des expériences en conduite horizontale, en induisant le swirl par des vannes de guidage. Ils ont utilisé de l'eau, avec ou sans gouttelettes d'huile dispersées. Dans le second cas, la fraction volumique de l'huile était très faible ( $< 1\%$ ). Ils ont conclu qu'au centre de la conduite, la présence d'une phase dispersée augmentait la turbulence dans le sens axial, et l'atténuait dans la direction radiale.

[Soleimani2002] ont conduit des expériences sur l'écoulement en swirl d'un mélange eau-huile en conduite horizontale. Le swirl était induit en faisant passer le mélange à travers un objet profilé. Les fractions volumiques des phases variaient de 0 à 100%. Différentes vitesses débitantes furent étudiées. Cependant, ils n'ont pas conduit de mesures locales de vitesses. Ils ont réalisé des mesures de pression, et ont déduit que la décroissance de l'intensité du swirl était similaire à celle de la phase continue pour les débits donnés.

[Baur1995] ont mené en conduite verticale des expériences sur un écoulement eau-bulles swirlé et ascendant. Le swirl était généré à l'aide d'un nid d'abeilles tournant. Le mouvement rotationnel concentrait les bulles d'air au centre de la conduite. Une coalescence des bulles au centre de la conduite fut constatée. La fraction volumique du gaz au centre pouvait atteindre 70% environ, sans qu'il n'y ait création de poches ou de régime annulaire local. Compte tenu du taux de présence important des bulles, il n'était pas possible de réaliser des mesures de vitesse fiables dans le cœur diphasique. A l'extérieur de ce cœur, les vitesses axiale et tangentielle mesurées en monophasique (eau seule) et en diphasique étaient très similaires. Cependant, près des parois, le profil de vitesse tangentielle en monophasique présentait une pente légèrement plus raide qu'en diphasique.

### 3.5 Modélisation numérique des écoulements swirlés monophasiques

Les écoulements tourbillonnaires rencontrés dans l'industrie sont pour la plupart turbulents, et les géométries de confinement sont très diversifiées. L'approche théorique est donc difficile et limitée. En conséquence, la CFD a occupé une place privilégiée pour traiter et examiner ces écoulements. Cependant, pour des géométries de type GLCC, les études fructueuses sont rares.

En fait, la modélisation de ces écoulements constitue encore un défi important pour l'approche CFD : les phénomènes de transport impliqués sont très complexes, l'effet de la force centrifuge sur l'écoulement moyen et la turbulence est très compliqué, leur caractère 3D complique la tâche. De plus, la turbulence est fortement anisotrope, et les composantes de la viscosité turbulente peuvent être négatives. Les modèles de fermeture se basant sur l'approche de Boussinesq sont donc, a priori, moins efficaces que les modèles de fermeture de second ordre, dont le modèle "Reynolds Stress Model" (RSM) est le plus connu et employé. Le modèle  $k - \varepsilon$  RNG<sup>5</sup> fut aussi beaucoup utilisé, bien qu'il repose sur l'approche de Boussinesq et qu'il traite la turbulence comme isotrope. La raison est que Fluent, le logiciel commercial de CFD le plus répandu, propose une corrélation (non accessible aux utilisateurs) censée améliorer les performances du modèle lorsqu'il s'agit de traiter des écoulements tourbillonnaires.

Concernant les géométries de type GLCC, on peut mentionner les études de [Erdal2001b] et [Gupta2007]. [Erdal2001b] ont simulé un écoulement tourbillonnaire d'eau à haut Re dans un GLCC (cas expérimental numéro 1 dans le Tableau 3.1). Les simulations sont stationnaires et 3D. Les modèles  $k - \varepsilon$  standard et RSM furent testés. Aucun des modèles n'a pu prédire correctement les aspects de l'écoulement (Fig.3.7). Cependant, et de façon un peu surprenante, les performances

---

5. Pour "Re-Normalisation Group".

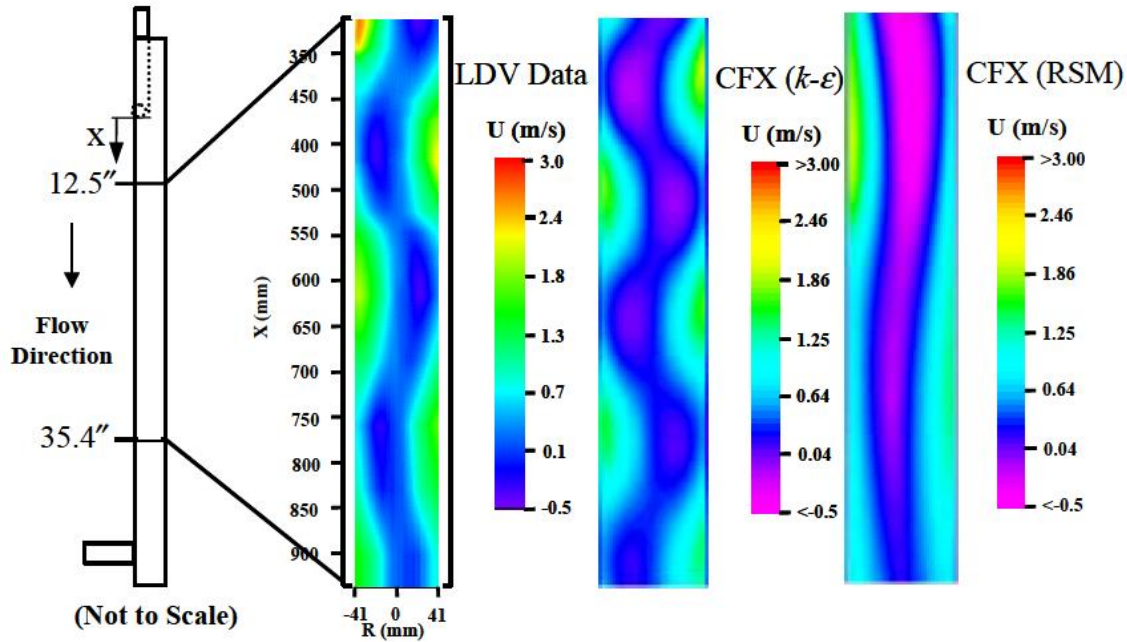


FIGURE 3.7 – Comparaison des contours de vitesse axiale expérimental et numériques [Erdal2001b].

du modèle  $k - \varepsilon$  standard sont meilleures.

[Gupta2007] ont mené des mesures de vitesse tangentielle à l’aide d’une technique PTV. Ils ont ensuite simulé leurs résultats à l’aide du modèle  $k - \varepsilon$  RNG. Les résultats numériques étaient globalement conformes aux expériences.

Les cyclones gaz-solide (Section 1.3.1) ont été beaucoup plus étudiés via la CFD. On rappelle que leur géométrie et leur fonctionnement diffèrent de ceux du GLCC.

[Hoekstra1999] ont simulé l’écoulement du gaz dans un cyclone en considérant l’écoulement comme axisymétrique. Les résultats du modèle RSM ont correctement reproduit les données expérimentales, tandis que ceux du modèle  $k - \varepsilon$  standard n’étaient pas réalistes. [Gong2004] ont employé le modèle RSM pour simuler deux configurations de cyclone gaz-solide : avec et sans des “Reducing Pressure Drop Stick”. Les prédictions étaient bonnes dans les deux cas.

En ce qui concerne les écoulements swirlés en conduite, où le swirl est généré par passage du fluide à travers une composante tournante, on mentionne les travaux de [Najafi2005] et de [Escue2010]. L’écoulement y est traité comme axisymétrique. Selon ces deux études, les modèles RSM et  $k - \varepsilon$  RNG présentent des performances similaires. Cependant, [Najafi2005] ont conclu que RSM combiné à une approche de double couche pour la résolution proche paroi était légèrement meilleur, tandis que [Escue2010] ont trouvé que le  $k - \varepsilon$  RNG était supérieur pour les faibles swirls.

[Pruvost2004] ont simulé l’écoulement tourbillonnaire dans une conduite courbe : les performances du  $k - \varepsilon$  standard étaient meilleures que celles de RSM et du modèle  $k - \varepsilon$  RNG.

La littérature montre qu’aucun des modèles de turbulence actuels n’est convenable pour simuler tous les types d’écoulements swirlés. Cependant, avec le développement des moyens de calcul, en plus des modèles RANS<sup>6</sup>, les simulations de type LES<sup>7</sup> sont devenues accessibles et un bon nombre

6. Pour “Reynolds-averaged Navier-Stokes”

7. Pour “Large Eddy Simulation”.

de publications récentes sur les écoulements swirlés les a employées. [Derksen2005] a simulé à l'aide de la LES plusieurs écoulements en vortex confinés, et ses simulations étaient capables de reproduire correctement les divers aspects de ces écoulements, y compris la panne de vortex, la laminarisation du cœur du vortex, la présence de vortex de type Taylor-Görtler. [Pisarev2011] ont utilisé la LES pour étudier la dynamique de la “queue” du vortex dans un séparateur centrifuge. [Truffin2005] et [Wegner2004] ont reproduit avec succès le phénomène de PVC en utilisant la LES. Contrairement aux modèles RANS, la LES donne des résultats satisfaisants indépendamment du type du swirl. Cependant, et compte tenu des temps de calcul impliqués par la LES, les modèles RANS restent nécessaires dans beaucoup de situations, surtout pour simuler des procédés à grande échelle ou à haut Reynolds.

### 3.6 Modélisation numérique des écoulements swirlés diphasiques

Pour simuler les écoulements multiphasiques, deux approches sont communément utilisées : l'approche Euler-Euler, et l'approche Euler-Lagrange. D'autres méthodes existent mais sont encore à l'état d'émergence et ne sont pas intégrées dans les logiciels commerciaux de CFD. L'approche Euler-Euler fait l'hypothèse que les deux phases sont des milieux continus décrits par des équations aux dérivées partielles. Deux types d'approches Euler-Euler sont généralement disponibles : les méthodes avec capture d'interface dont la méthode VOF<sup>8</sup> est la plus connue, et les méthodes à n-fluides, auxquelles on réfère souvent - de façon un peu abusive - par des méthodes Eulériennes.

La méthode VOF est une technique de capture d'interface avec un maillage fixe. Le système est traité comme un seul fluide dont les propriétés varient de part et d'autre de l'interface. Les phases sont non interpénétrantes, et séparées par une interface où l'on pose les “conditions de saut<sup>9</sup>” classiques (Équation de Young-Laplace...). De ce fait, on est souvent obligé d'avoir recours à des méthodes de reconstruction d'interfaces. La méthode est efficace mais très gourmande en temps de calcul. A l'heure actuelle, elle ne peut être utilisée pour traiter des écoulements où les interfaces sont nombreuses et à petites échelles. Dans le cas de séparateurs cyclones, elle a été utilisée pour simuler les hydrocyclones avec présence d'un cœur gazeux (Fig.1.7) [Narasimha2006], [Chuan Lim2010].

L'approche à n-fluides a été initialement proposée par [Ishii1975b]. C'est la seule approche actuelle qui permet théoriquement de simuler tous les types d'écoulements multiphasiques à l'échelle du réacteur. Les différentes phases sont traitées comme des milieux continus interpénétrants. L'effet de tension superficielle est négligé et le champ de pression est partagé par tout le mélange. En absence de changement de phases, le bilan de masse et les bilans de quantité de mouvement pour chaque phase s'écrivent :

$$\frac{\partial(\alpha_k \rho_k)}{\partial t} + \text{div}(\alpha_k \rho_k \vec{v}_k) = 0 \quad (3.6)$$

$$\frac{\partial(\alpha_k \rho_k \vec{v}_k)}{\partial t} + \vec{\text{div}}(\alpha_k \rho_k \vec{v}_k \otimes \vec{v}_k) = \alpha_k \rho_k \vec{g} - \alpha_k \vec{\nabla} p + \mu_k \vec{\text{div}}(\alpha_k 2\mu_k \vec{D}_k) + \vec{F}_{mk} \quad (3.7)$$

$k$  réfère à une phase donnée.  $\alpha$  est le taux de présence,  $\rho$  la masse volumique,  $\mu$  la viscosité,  $p$  la pression,  $v$  la vitesse,  $\vec{D}_k$  le tenseur des taux de déformation.  $\vec{F}_{mk}$  représente la somme des forces d'interaction avec les autres phases (exclue la contribution de la pression moyenne).

---

8. Pour “Volume Of Fluid”.

9. “Jump conditions” en Anglais.

Cependant, certains modèles dits “modèles de mélange<sup>10</sup>” se contentent de résoudre des bilans de quantité de mouvement communs aux différentes phases, mais ne conviennent que pour résoudre des écoulements particuliers.

La résolution des Équations 3.6 et 3.7 se fait d’une manière similaire (mais plus complexe) que pour les écoulements monophasiques, mais il faut cependant calculer les échanges interfaciaux pour fermer les bilans de quantité de mouvement. Ne connaissant par la topologie des interfaces, le modèle consiste à supposer qu’une seule phase est continue, et que les autres sont présentes à l’état d’inclusions de taille donnée, fixée par l’utilisateur. Ceci constitue la principale limitation de ces modèles lorsqu’il s’agit de traiter des écoulements non dispersés.

L’utilisateur doit aussi préciser les forces d’interaction entre les phases. Dans beaucoup d’applications, compte tenu des nombreuses approximations du modèle, on se contente de considérer la traînée comme la seule force d’interaction. Les forces de portance ou de masse ajoutée peuvent aussi être considérées, mais dans ce cas la convergence de la solution est généralement altérée. En plus, la modélisation de ces termes n’est pas assez précise (le coefficient de portance par exemple est généralement inconnu. En plus la rotation de la particule qui influence de façon importante la portance ne peut pas être calculée par le modèle.).

Le modèle calcule le volume de chaque phase secondaire dans une maille donnée (on suppose qu’on utilise la méthode des volumes finis) en multipliant son taux de présence par le volume de la maille. Le volume obtenu, divisé par le volume d’une inclusion individuelle (dont la taille est fixée par l’utilisateur), donne le nombre  $n$  des inclusions présentes dans la maille.

Ensuite, le bilan de chaque force d’interaction est calculé comme étant  $n$  fois cette même force appliquée à une inclusion individuelle. Cette dernière est calculée par des lois classiques comme la corrélation de Schiller-Naumann pour la traînée. Certains modèles utilisent des lois modifiées pour tenir compte de l’effet de la concentration de la phase dispersée.

Les modèles à  $n$ -fluides ont été utilisés pour prédire les écoulements dans les GLCCs et autres séparateurs centrifuges. [Erdal1997], [Motta1997], [Erdal1998] ont conduit des simulations axisymétriques utilisant le modèle à  $n$ -fluides, dans le but de prédire la topologie du vortex. Ils ont utilisé le modèle  $k - \varepsilon$  standard, et le gaz a été supposé présent sous formes de bulles de 1 mm de diamètre. Les conclusions furent qu’à part la proximité immédiate de l’interface, les champs de vitesses sont similaires dans le cas des simulations monophasiques et diphasiques. Cependant, comme le choix de la taille des inclusions n’a pas de sens physique rigoureux, l’approche a été rapidement délaissée par les chercheurs de TUSTP.

Outre les études de TUSTP, quelques travaux plus récents se sont penchés à nouveau sur la question en utilisant des simulations 3D. [Reyes-Gutiérrez2006] ont simulé l’écoulement dans un GLCC, en utilisant le modèle  $k - \varepsilon$ . L’air est traité comme des bulles de tailles de 150 et 500  $\mu\text{m}$ . Des explications non convaincantes ont été avancées pour justifier ces choix. Cependant, l’interface du vortex fut reproduite d’une manière satisfaisante (Fig.3.8a). [Liu2010] ont utilisé le modèle RSM pour simuler l’interface eau-huile dans un LLCC. La taille des gouttelettes d’huile est supposée égale à 500 $\mu\text{m}$ . Les auteurs ont affiché des résultats assez satisfaisants (Fig.3.8b).

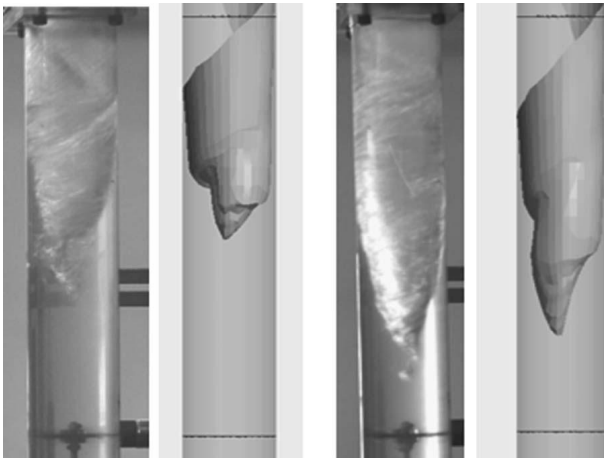
En conclusion, aucune étude ne s’est attardée d’une manière sérieuse pour évaluer l’influence de la taille donnée aux inclusions sur les prédictions du modèle. On pense que les différents travaux cherchaient plutôt à faire varier cette taille pour que les résultats numériques approchent les résultats expérimentaux pour les conditions données. Il n’y a aucune raison pour que la taille choisie pour les “inclusions” de la phase secondaire, aboutisse à des résultats corrects dans des situations différentes. En plus, la comparaison à l’expérience se limitait à la forme de l’interface.

L’approche Euler-Lagrange peut être employée à des fins de suivi d’interfaces, cependant son

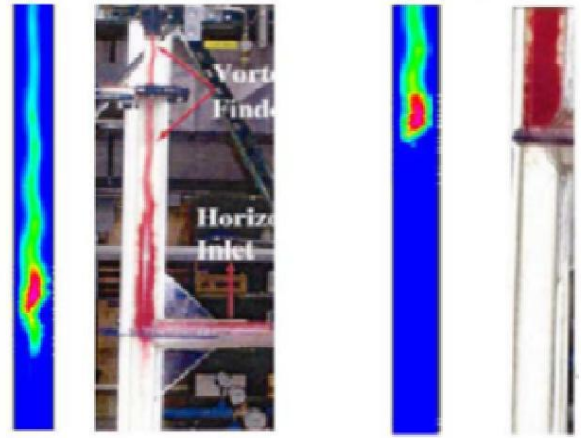
---

10. “Mixture model” en Anglais.





(a) Résultats expérimentaux VS résultats numériques dans un GLCC [Reyes-Gutiérrez2006].



(b) Résultats expérimentaux VS résultats numériques dans un LLCC [Liu2010].

FIGURE 3.8 – Simulations de l'interface principale dans des écoulements swirlés par des méthodes à  $n$ -fluides.

application la plus courante est le calcul des trajectoires d'inclusions. Elle ne peut être utilisée que pour des écoulements dispersés. La phase continue est simulée par une approche Eulérienne. La phase dispersée doit être fine et son taux de présence ne doit pas excéder les 10%, du moins dans le cadre de l'approche classique. Les inclusions sont considérées comme ponctuelles et suivies d'une manière Lagrangienne. Le nombre des inclusions à suivre est limité par le temps de calcul impliqué.

Si la phase continue est correctement simulée, le suivi de particules aboutit généralement à des résultats fiables. Les inclusions étant individualisées, la prise en compte de la polydispersion est facile à mettre en œuvre. La technique a été appliquée aux GLCCs pour prédire la migration des bulles jusqu'au filament gazeux [Mantilla1998], [Erdal2001a]. Cependant, en l'absence de résultats expérimentaux pour effectuer des comparaisons, on peut mettre en question la fiabilité des conclusions. Déjà, l'écoulement de la phase continue est simulé à l'aide du  $k - \varepsilon$  standard, sans qu'il ait fait ses preuves dans la prédiction de ce type d'écoulements.

Finalement, le lecteur cherchant des détails sur les différentes approches mentionnées pourra se référer à [Oesterlé2006], [Fluent2006] ou [Prosepretti2007].



## Deuxième partie

### Notre apport



# Chapitre 4

## Simulation CFD des écoulements swirlés monophasiques

Comme discuté dans la Section 3.5, aucun modèle RANS n'a encore prouvé qu'il était adapté pour reproduire l'hydrodynamique des écoulements swirlés monophasiques dans une géométrie type GLCC. Trouver le modèle de fermeture le plus convenable est une étape essentielle avant de pouvoir se livrer à des simulations diphasiques du GLCC. On note que la LES, bien que fiable, implique des temps de calcul prohibitifs, et combinée à un modèle à  $n$ -fluides, se révèle encore à l'état d'émergence.

Certaines expériences menées par [Erdal2001a], à savoir les cas 1, 4, 5, 6, 9 et 11 du Tableau 3.1 ont été simulés pour évaluer les performances respectives des différents modèles de turbulence et de l'approche LES en monophasique pour représenter ce type d'hydrodynamique. Les mesures relatives aux autres cas expérimentaux n'ont été rapportées que sous forme de contours dans [Erdal2001a] et sont donc difficilement exploitables.

Les modèles de turbulence doivent être testés sans "a priori". Comme discuté dans la Section 3.5, des modèles sophistiqués comme RSM ne se comportent pas toujours mieux que les modèles simples et anciens tels que le  $k-\varepsilon$  standard. Ensuite, nous menons des simulations LES qui peuvent nous révéler des faces cachées de l'écoulement. Nous pourrions aussi situer les performances des modèles RANS par rapport à ceux issus de la LES.

Les modèles retenus, s'ils s'avèrent fiables, seront utilisés pour explorer des aspects de l'écoulement difficilement accessibles à l'expérience, ainsi qu'à des fins d'optimisation.

### 4.1 Les méthodes numériques

Toutes nos simulations numériques sont conduites en 3D. L'écoulement est traité comme incompressible et isotherme, deux approximations très raisonnables.

#### 4.1.1 Géométrie, maillage et conditions aux limites

La géométrie considérée (Fig.3.4) est composée du corps du GLCC, ainsi que des conduites d'entrée et de sortie, auxquelles on s'est contenté de donner une longueur de 5 cm. Le maillage est généré à l'aide du logiciel commercial Gambit. Deux types de maillages sont utilisés :

- ↔ Un maillage auquel on se référera par maillage de type 1, qui est non structuré et constitué de mailles hexaédriques à part pour deux fines couches de mailles tétraédriques situées au niveau des conduites d'entrée et de sortie (Fig.4.1). En fait, et compte tenu de la topologie pointue de l'intersection de ces conduites avec le corps du cyclone, l'utilisation de ces deux

couches tétraédriques est nécessaire pour éviter d’avoir des mailles très distordues. Sinon, il faut utiliser un maillage non-conforme, qui induit des erreurs d’interpolation. Le maillage de type 1 est employé pour les simulations où les modèles de turbulence sont utilisés dans leur version “Haut-Re”, c.à.d quand le traitement de la zone en proche paroi repose sur la loi logarithmique.

- ⇒ Un autre type de maillage auquel on se réfèrera par maillage de type 2, complètement constitué de mailles hexaédriques. Le maillage de part et d’autre des interfaces d’intersection avec les conduites d’entrée et de sortie est non conforme. Près des parois, un maillage structuré en couche limite est utilisé. Ce type de maillage est employé avec les simulations où l’approche “Bas-Re” ou de double couche est utilisé pour la résolution proche paroi.

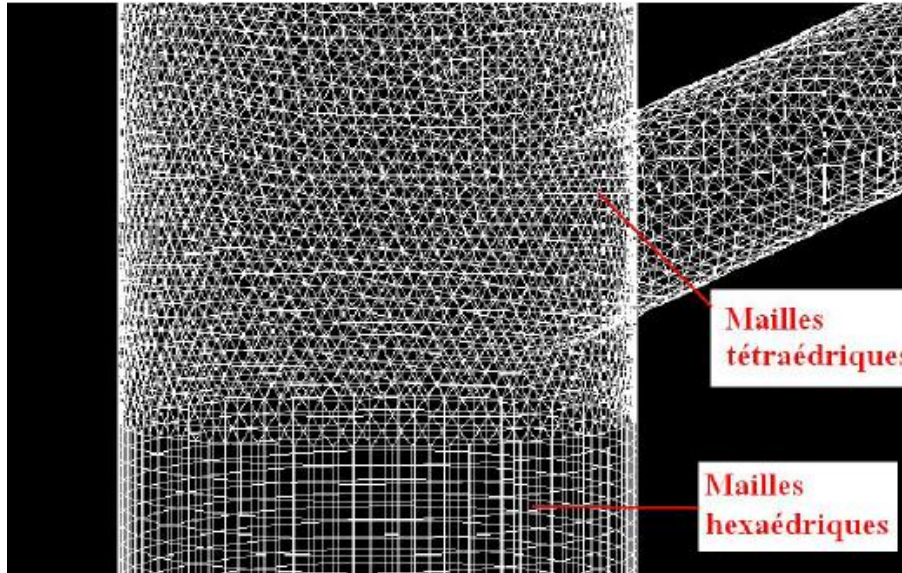


FIGURE 4.1 – Topologie du maillage de “type 1” au voisinage de l’intersection entre la conduite d’entrée et le cyclone.

Une condition de vitesse uniforme est utilisée pour la/les section(s) d’entrée. A la sortie, une condition d’écoulement pleinement développé est imposée. Des simulations préliminaires ont montré qu’une longueur de 5 cm pour la sortie était suffisante pour que cette condition à la limite légèrement sévère, ne perturbe pas la solution numérique dans le cyclone. La condition d’adhérence à la paroi est imposée sur les autres frontières du domaine.

#### 4.1.2 Le solveur

C’est le logiciel commercial Fluent 6.3 qui a été utilisé comme solveur. Le code est basé sur la méthode des volumes finis. On a évalué l’efficacité de plusieurs modèles de turbulence RANS :

- ⇒ Le modèle “Spalart-Allmaras”, avec deux options différentes pour calculer la production de turbulence : la première est basée sur la vorticité de l’écoulement, tandis que la seconde tient aussi compte du taux de cisaillement.
- ⇒ Trois variantes du modèle  $k-\varepsilon$  : le standard, le RNG et le Realizable. Le RNG inclut une option censée lui permettre de mieux tenir compte des effets du swirl.
- ⇒ Deux variantes du modèle  $k-\omega$  : le standard et le SST<sup>1</sup>.
- ⇒ Le modèle  $v^2-f$ .
- ⇒ Trois variantes du modèle RSM .

---

1. Pour “Shear Stress Transport”.

Pour le traitement de la zone en proche paroi, différentes possibilités de modélisation ont été étudiées :

- ⇔ La loi de paroi logarithmique, disponible avec tous les modèles.
- ⇔ Le modèle de double couche, qui peut être utilisé avec les modèles  $k - \varepsilon$  et RSM.
- ⇔ L’approche “Bas-Re” qui est possible avec le  $k - \varepsilon$  standard et RNG, et avec une variante du modèle RSM appelée “Low-Re stress-omega”. Les modèles Spalart-Allmaras,  $k - \omega$  et  $v^2 - f$  sont intrinsèquement “Bas-Re”.

La technique LES implicite a été aussi utilisée, avec différents modèles de sous-maille : modèle de Smagorinsky, le modèle dynamique de Smagorinsky-Lilly, le modèle WALE<sup>2</sup>, le modèle DKE<sup>3</sup>.

En ce qui concerne la discrétisation du terme convectif, les approches “First order upwind” et “QUICK<sup>4</sup>” ont été comparées. Les termes de diffusion sont discrétisés avec un schéma centré, l’erreur de troncature liée est donc toujours du second ordre. Pour les termes de pression, différents modèles d’interpolation ont été testés : standard, linéaire, “Body force weighted”, un schéma de second ordre et “PRESTO!<sup>5</sup>”.

Les différents modèles de turbulence et schémas de discrétisation cités sont bien connus et ont été largement utilisés. Les détails peuvent être trouvés dans [Fluent2006] ou les ouvrages classiques de CFD ([Wilcox1994], [Versteeg1995], [Sagaut1998]).

## 4.2 Résultats des simulations et discussions

### 4.2.1 Simulations des cas expérimentaux employant une entrée simple

#### 4.2.1.1 Simulations RANS

Dans un premier temps, les cas expérimentaux 1 et 4 (voir Tableau 3.1) ont été simulés en utilisant les différents modèles de turbulence cités dans la Section 4.1.2, dans le but de déterminer lequel est le mieux adapté pour simuler l’hydrodynamique du GLCC. Les cas expérimentaux 1 et 4 furent choisis puisqu’ils permettent de distinguer le meilleur modèle parmi les différents modèles de fermeture dans les cas où le nombre de Reynolds est respectivement important et faible.

Chaque modèle de turbulence a été testé avec les différentes approches de résolution proche paroi possibles. Dans chaque cas, le maillage a été adapté de façon à ce que les valeurs de  $y^+$  (pour les mailles au voisinage immédiat de la paroi solide) se situent dans la gamme convenable ( $y^+ \simeq 1$  lorsqu’un traitement “Bas-Re” ou le modèle de double couche sont utilisés, et  $y^+$  légèrement supérieure à 30 lorsque la loi logarithmique est employée).

Les termes de convection ont été discrétisés à l’aide du schéma QUICK ; des simulations préliminaires ont en effet montré que le “First order upwind” surestime la dissipation du swirl à travers le cyclone. Le schéma standard fut utilisé pour l’interpolation des pressions. L’algorithme de couplage pression-vitesses SIMPLE<sup>6</sup> a été utilisé dans toute cette étude.

Les simulations “Haut-Re” ont été réalisées avec deux maillages de “type 1” (voir Section 4.1.1) : un premier comprenant environ 650 000 cellules, et un second d’environ 990 000 cellules. Les résultats issus des deux maillages se sont avérés similaires.

Les simulations utilisant l’approche “Bas-Re” ou le modèle de la double couche ont été réalisées sur deux maillages de “type 2”, avec respectivement 990 000 et 1 720 000 mailles environ. La com-

---

2. Pour “Wall-Adapting Local Eddy-Viscosity”.

3. Pour “Dynamic Kinetic Energy”.

4. Pour “Quadratic Upstream Interpolation for Convective Kinetics”.

5. Pour “Pressure-based segregated solver only”.

6. Pour “Semi-Implicit Method for Pressure Linked Equations”.

paraison des résultats montre que la solution ne dépend plus du maillage. Les résultats numériques furent ensuite comparés aux résultats expérimentaux.

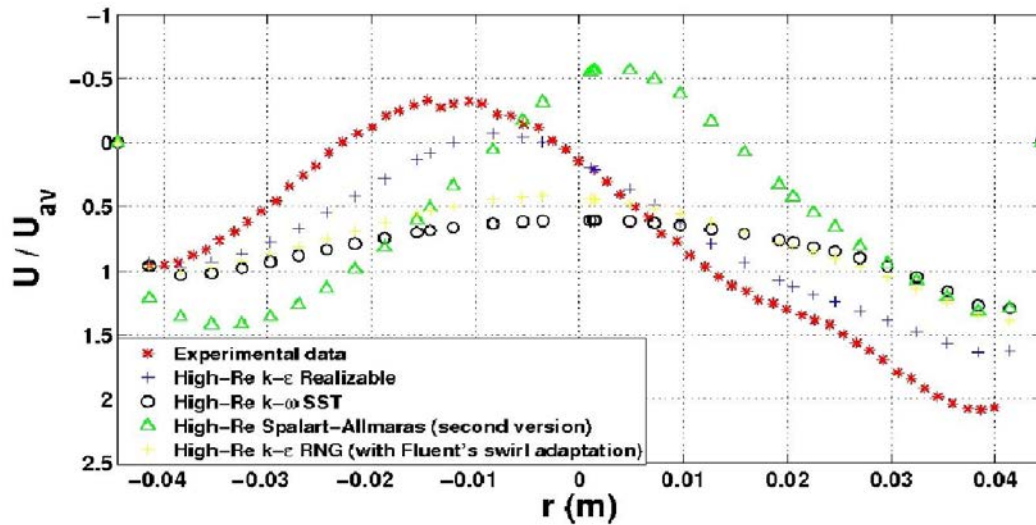


FIGURE 4.2 – Vitesses axiales prédites à 90 cm au-dessous de l’entrée en utilisant divers modèles RANS, cas 4 [Hreiz2011].

Les simulations avec RSM n’ont pas pu converger ou ont abouti à des résultats très éloignés des résultats expérimentaux. Pour les deux cas expérimentaux simulés, c’est le Haut-Re  $k - \epsilon$  Realizable qui est en meilleure concordance avec l’expérience. A part la seconde forme du modèle Spalart-Allmaras, les autres modèles de turbulence surestiment la dissipation du mouvement tourbillonnaire, et leurs résultats ne sont comparables à ceux du modèle Realizable que près de l’entrée. Les résultats du modèle Realizable combiné à l’approche de double couche sont comparables à ceux obtenus par sa version Haut-Re dans la zone proche de l’injection, mais deviennent moins bons au fur et à mesure que l’on s’en éloigne. La Figure 4.2 montre les prédictions de vitesse axiale, à 90 cm au-dessous de l’entrée pour le cas expérimental 4, obtenues à l’aide de différents modèles de turbulence utilisés dans leur version “Haut-Re”.

Finalement, les différents schémas d’interpolation de pression furent comparés. Les cas 1, 4, 9 et 11 ont été simulés en utilisant la version “Haut-Re” du modèle Realizable, et en testant les différents schémas d’interpolation de pression mentionnés dans la Section 4.1.2. Les résultats ont montré que le schéma de deuxième ordre était légèrement meilleur. Dans le reste de ce chapitre, toutes les simulations RANS sont réalisées en utilisant QUICK et le schéma de deuxième ordre pour discrétiser respectivement les termes convectifs et les termes de pression.

#### 4.2.1.2 Simulations LES

Comme la LES demande de longs temps de calcul, parmi les expériences utilisant une entrée unique, elle n’a été testée qu’avec le cas 4. La loi logarithmique est utilisée pour la résolution en proche paroi. Même si cette approche est légèrement grossière et peut altérer les résultats, une description plus fine n’est pas possible en raison des temps de calculs prohibitifs qu’elle demanderait. Le schéma de second ordre est utilisé pour traiter les termes de pression. En ce qui concerne les termes convectifs, le schéma centré est conseillé avec les simulations LES pour éviter la dispersion numérique. Néanmoins ce schéma n’est pas borné<sup>7</sup>, et peut conduire à des oscillations numériques. Pour cette raison on a fini par adopter un schéma centré borné proposé par Fluent. Le maillage

7. “Unbounded” en Anglais.



utilisé est composé d'environ 1 900 000 cellules. Un schéma de second ordre fut utilisé pour la discrétisation temporelle. Les différents modèles de sous-maille testés ont abouti à des résultats similaires. On n'exposera donc que les résultats obtenus avec le modèle WALE pour des raisons de clarté.

### 4.2.1.3 Comparaison aux résultats expérimentaux

**4.2.1.3.1 Profils de vitesse tangentielle moyenne** Les vitesses tangentielles moyennes prédites pour les cas 1, 4, 9 et 11 sont comparées aux résultats expérimentaux sur la Figure 4.3.

Les résultats numériques sont en très bon accord avec l'expérience. Toutefois, la taille du vortex forcé est légèrement surestimée lorsque la distance à l'entrée augmente.

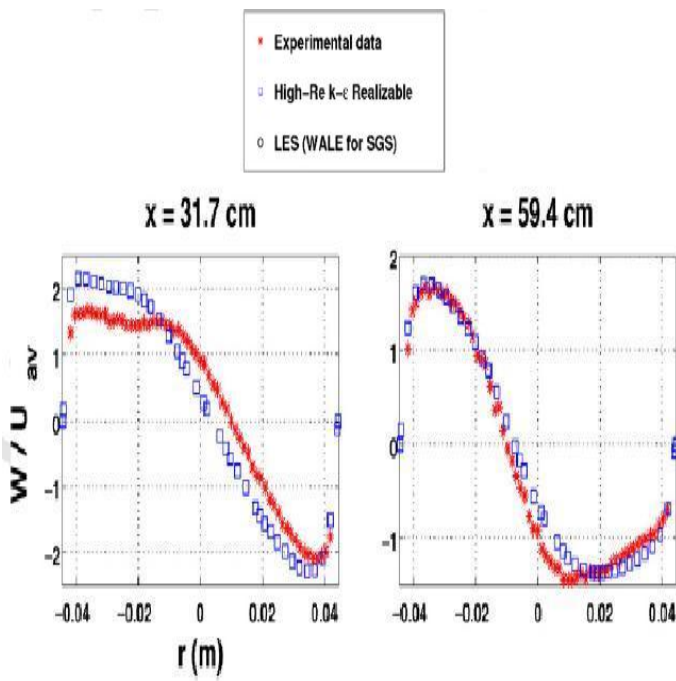
**4.2.1.3.2 Profils de vitesse axiale moyenne** Les vitesses axiales moyennes prédites sont comparées aux profils expérimentaux sur la Figure 4.4. L'accord entre les résultats numériques et expérimentaux est satisfaisant. L'effet du nombre de Reynolds est correctement reproduit.

En ce qui concerne les résultats obtenus à l'aide du modèle Realizable, les simulations prédisent que la zone d'inversion de l'écoulement est plus proche de l'axe de la conduite que dans la réalité. Aussi, elles surestiment son diamètre et la magnitude des vitesses en jeu. Le désaccord est plus prononcé lorsqu'on s'approche de l'entrée.

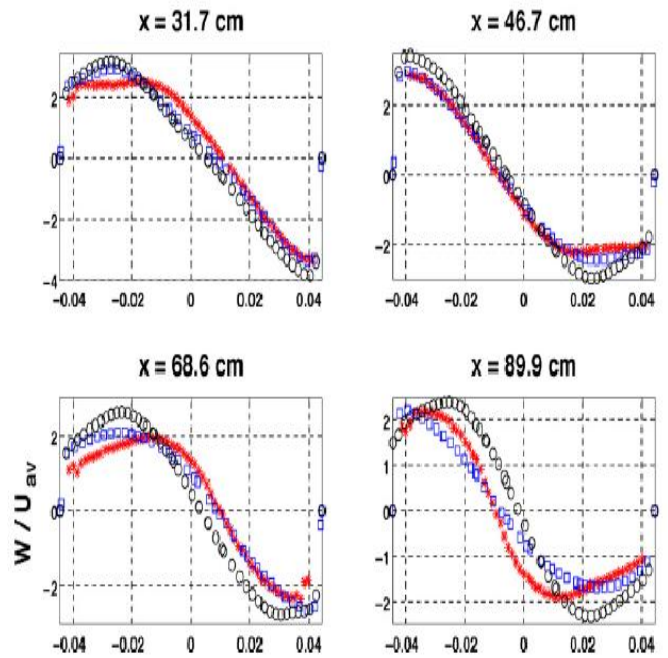
Ces problèmes ne sont pas rencontrés avec les simulations LES, et malgré tout, ses résultats ne sont pas vraiment meilleurs que ceux du modèle Realizable.

**4.2.1.3.3 Longueur d'onde du vortex** Compte tenu de la dissipation visqueuse, l'utilisation du terme longueur d'onde du vortex est légèrement abusive dans ce contexte, puisque le "pas hélicoïdal" va augmenter au fur et à mesure que l'on s'éloigne de la zone d'injection.

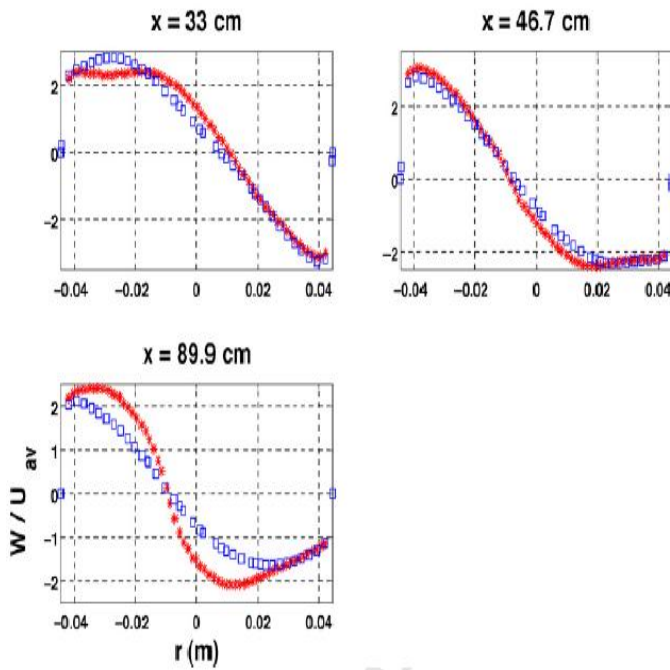
Les résultats numériques fournissent une très bonne estimation de la longueur d'onde du vortex, comme montré sur la Figure 4.5. Les contours expérimentaux s'étalent sur une largeur de 8,2 cm seulement, vu que la région proche paroi n'est pas accessible aux mesures LDV.



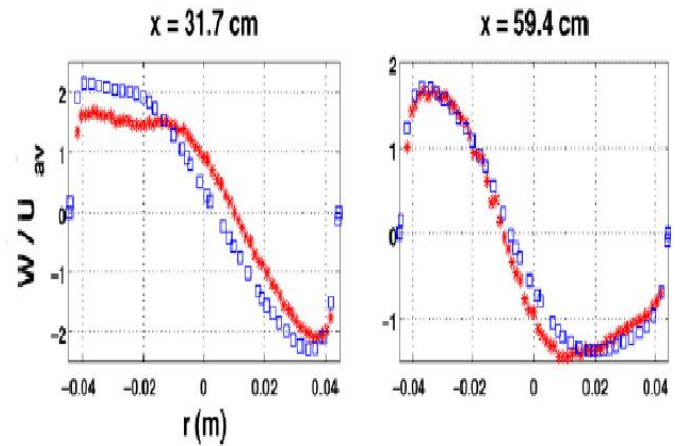
(a) Cas expérimental 1.



(b) Cas expérimental 4.



(c) Cas expérimental 9.



(d) Cas expérimental 11.

FIGURE 4.3 – Vitesses tangentielles moyennes prédites, comparées aux résultats expérimentaux [Hreiz2011].

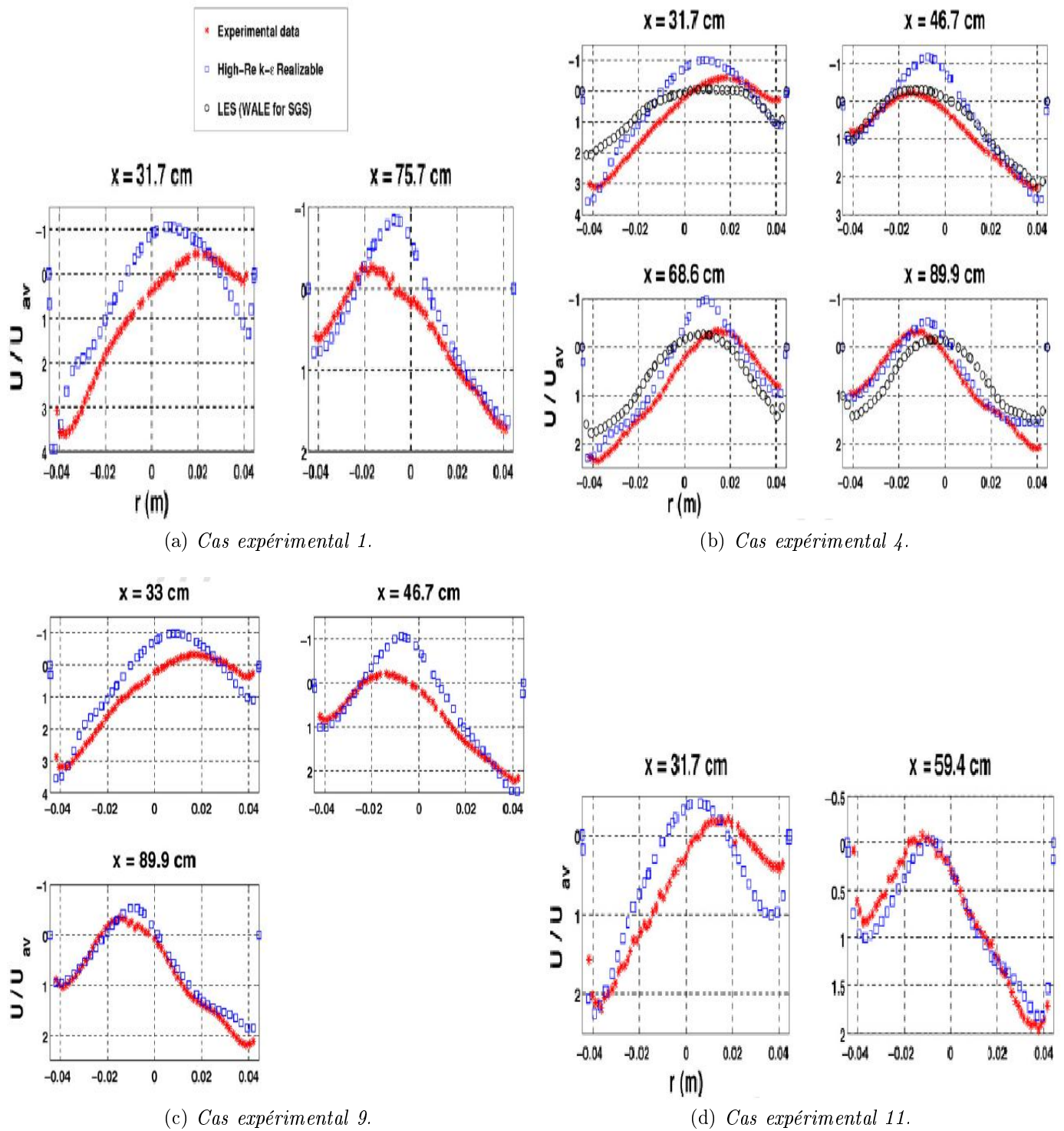
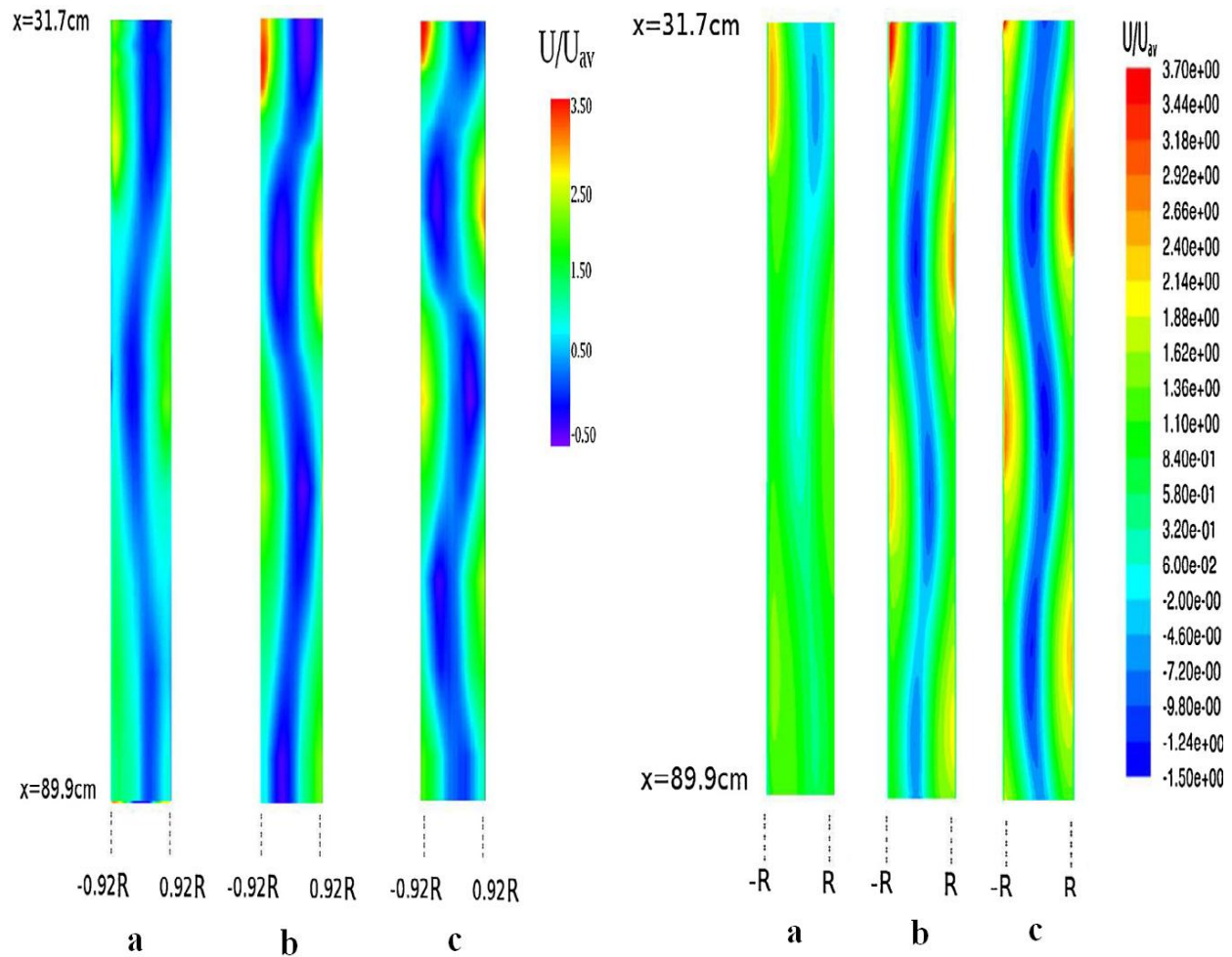


FIGURE 4.4 – Vitesses axiales moyennes prédites, comparées aux résultats expérimentaux [Hreiz2011].



(a) Contours expérimentaux : a) Cas 11, b) Cas 4, c) Cas 1 [Erdal2001a].  
 (b) Contours numériques obtenus avec le modèle Haut-Re  $k-\varepsilon$  réalisable : a) Cas 11, b) Cas 4, c) Cas 1 [Hreiz2011].

FIGURE 4.5 – Comparaison entre les contours de vitesse axiale moyenne numériques et expérimentaux.

**4.2.1.3.4 Énergie cinétique turbulente** Il est important de pouvoir prédire la distribution de l'énergie cinétique turbulente à travers le cyclone, puisque dans les études où l'on doit simuler le GLCC en présence de la phase gazeuse, elle va influencer la trajectoire des bulles, leur dispersion turbulente, leur coalescence/fragmentation, ainsi que sur l'intégrité et la stabilité du filament gazeux.

Avec les simulations LES, l'énergie cinétique turbulente a été calculée à partir des échelles résolues, et pour une meilleure comparaison avec les résultats expérimentaux, elle a aussi été calculée en utilisant la même approximation que [Erdal2001a] (Équation 3.5).

Les résultats sont présentés sur la Figure 4.6. Le modèle Réalisable sous-estime l'énergie cinétique turbulente, et ne parvient pas à reproduire ses variations. Le même problème est rencontré avec le reste des modèles RANS. Cette tendance a déjà été relevée par d'autres auteurs [Wegner2004], [Escue2010]. Augmenter l'intensité de turbulence de la condition limite d'entrée ne réduit pas de façon notable cet écart important.

La LES sous-estime aussi l'énergie cinétique turbulente, mais arrive à mieux suivre ses variations. En utilisant la Formule 3.5 pour calculer  $k$ , les résultats numériques se rapprochent légèrement des résultats expérimentaux, surtout près des parois. Alors que la LES ne se comporte pas

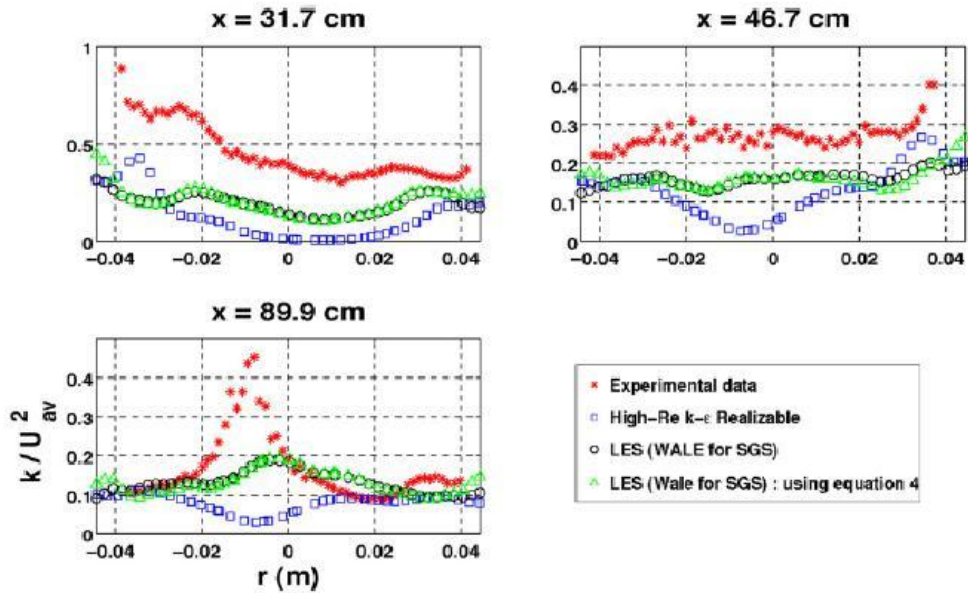


FIGURE 4.6 – Comparaison entre les profils d'énergie cinétique turbulente numériques et expérimentaux, cas 4 [Hreiz2011].

mieux que le modèle Realizable pour prédire les vitesses axiales et tangentielles, son estimation pour  $k$  est clairement supérieure. En fait, l'énergie cinétique turbulente calculée par la LDV correspond à la variance de la vitesse. Cet écart type comprend en fait deux contributions que la LDV ne permet pas de distinguer : la vraie turbulence, mais aussi la contribution des structures cohérentes. La LES est reconnue pour pouvoir mieux capter les mouvements cohérents que les modèles RANS, elle fournit donc une meilleure estimation de  $k$ . Ce thème sera détaillé dans la Section 4.3.2.

Finalement, on rappelle que dans le calcul de l'énergie cinétique turbulente, la contribution due aux petites échelles est négligée lorsque la LES est utilisée. La LDV a quant à elle tendance à surestimer cette grandeur, surtout dans les régions à forts gradients de vitesse, à cause de la taille non ponctuelle du volume de mesure. Ceci peut constituer une explication de l'écart constaté entre les profils expérimentaux et numériques.

## 4.2.2 Simulations des cas expérimentaux employant une double entrée

La configuration avec deux entrées diamétralement opposées a été testée par [Erdal2001a] dans le but d'obtenir un écoulement plus axisymétrique, et de réduire le gauchissement du vortex. En fait, la tridimensionnalité de l'écoulement est supposée favoriser le mélange, et pourrait déstabiliser le filament de bulles. Cependant il est apparu que cette configuration entraîne un phénomène inattendu lorsque le nombre de Reynolds de l'écoulement augmente (cas 5) : le profil de vitesse axiale admet une double inversion d'écoulement, ce qui est supposé augmenter le GCU. En tout cas, il est important qu'on puisse prédire un tel écoulement pour pouvoir l'éviter, surtout qu'on ne possède que de rares informations sur son origine.

Les cas expérimentaux 5 et 6 ont été donc simulés en utilisant les différents modèles RANS et modèles de sous-maille. Les schémas numériques et les paramètres des simulations sont identiques à ceux décrits dans la Section 4.2.1.

### 4.2.2.1 Cas avec inversion simple de l'écoulement

Encore une fois, parmi les modèles RANS, c'est la version Haut-Re du modèle Realizable qui fournit le meilleur accord avec l'expérience. Pour les simulations LES, les résultats issus des différents modèles de sous-maille sont très proches, et par la suite, seuls ceux issus du modèle WALE vont être présentés.

**4.2.2.1.1 Profils de vitesse tangentielle moyenne** Les profils de vitesse tangentielle sont montrés sur la Figure 4.7. Les résultats issus du modèle Realizable s'écartent des résultats expérimentaux lorsque l'on s'éloigne de la zone d'injection, tandis que les résultats de la LES restent bons. Les résultats de la LES sont bien supérieurs dans cette situation.

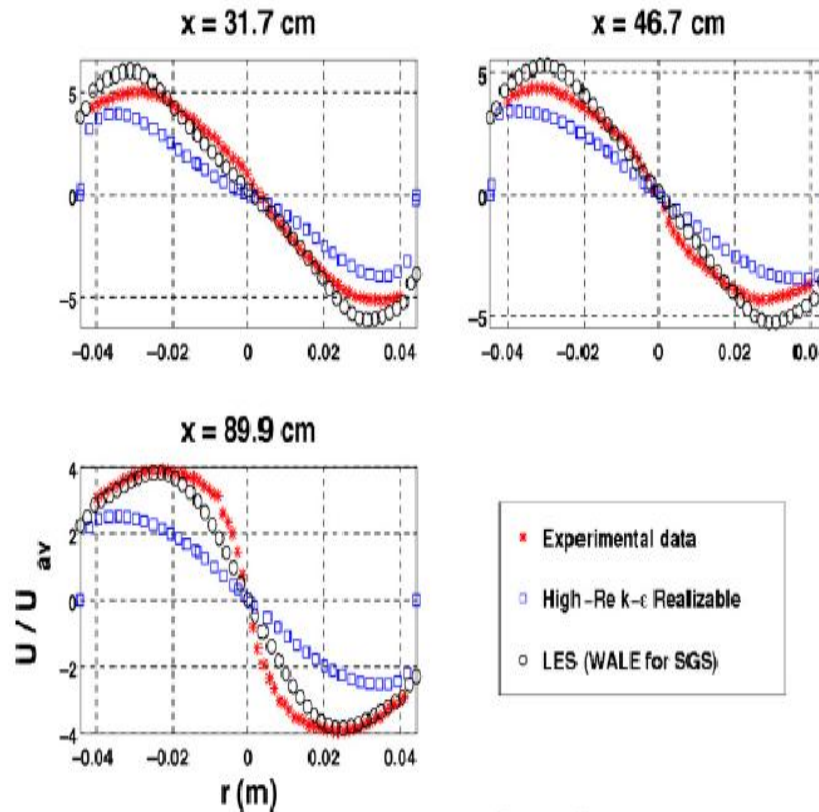


FIGURE 4.7 – Vitesses tangentielles moyennes prédites, comparées aux résultats expérimentaux pour le cas 6 [Hreiz2011].

**4.2.2.1.2 Profils de vitesse axiale moyenne** La Figure 4.8 montre les profils de vitesse axiale moyenne correspondants. Les résultats numériques sont en bon accord avec l'expérience, mais prédisent un champ légèrement plus axisymétrique.

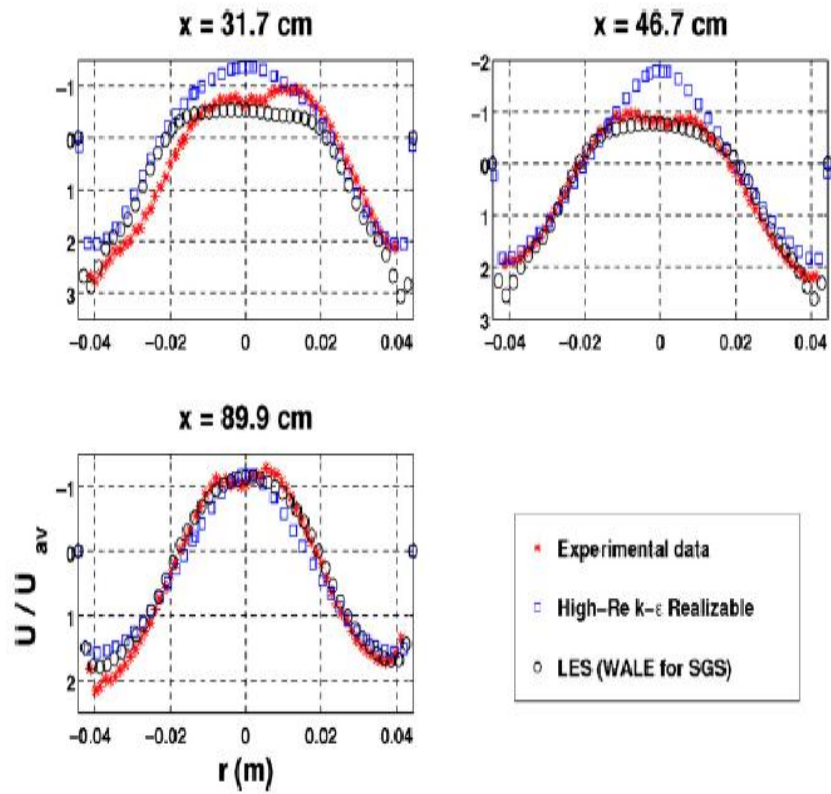


FIGURE 4.8 – Vitesses axiales moyennes prédites, comparées aux résultats expérimentaux pour le cas 6 [Hreiz2011].

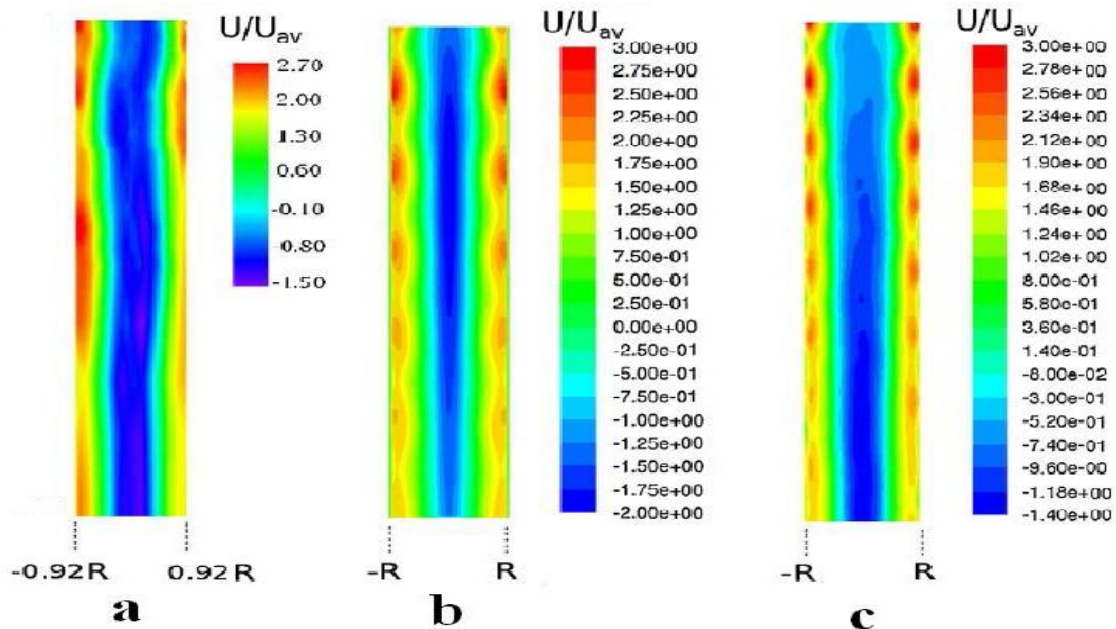


FIGURE 4.9 – Contours de vitesse axiale, cas 6 : a) Contour expérimental [Erdal2001a], b) Contour numérique obtenu avec le modèle Realizable [Hreiz2011], c) Contour numérique obtenu par LES [Hreiz2011].

La Figure 4.9 compare les contours numériques et expérimental. On note que par rapport au cas expérimental 4 qui a le même nombre de Reynolds, le rayon de capture est plus large, l'inversion

de l'écoulement est plus forte, et les vitesses descendantes n'atteignent pas les mêmes amplitudes.

#### 4.2.2.2 Cas avec une double inversion de l'écoulement

Aucun des modèles RANS n'a pu prédire la double inversion de l'écoulement. Les simulations LES ont été réalisées sur un maillage d'environ 2 560 000 mailles, et le pas de temps utilisé fut de 0,0001 s. Les simulations LES avec les différents modèles de sous-maille testés, arrivent à prédire qualitativement le profil de vitesse axiale, c.à.d la présence de trois optima près du centre du cylindre. Toutefois, elles n'arrivent pas à prédire que l'écoulement au centre est dirigé vers le bas. Les résultats obtenus avec le modèle WALE sont les plus proches des résultats expérimentaux, avec une vitesse axiale moyenne quasi-nulle au centre. La Figure 4.10 compare le contour de vitesse axiale moyenne expérimental et numérique. La simulation surestime l'amplitude des vitesses près des parois, et sous-estime les vitesses ascendantes.

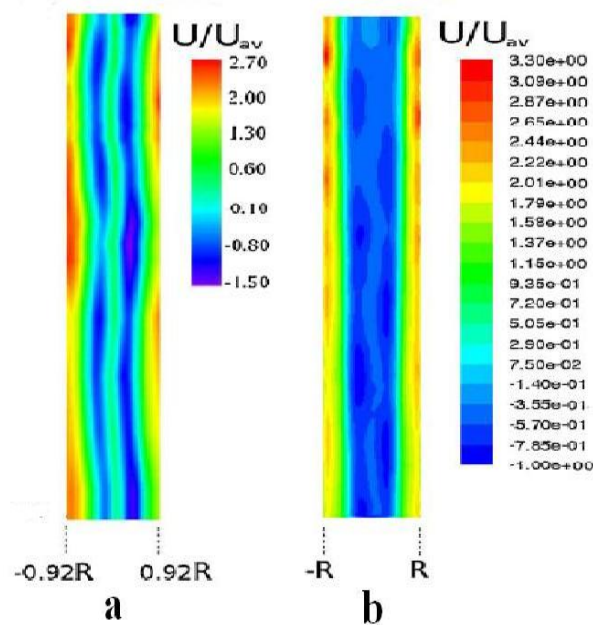


FIGURE 4.10 – Comparaisons des contours de vitesse axiale moyenne expérimental et numérique (dans le plan de mesure LDV), cas 5 : a) contour expérimental [Erdal2001a], b) contour numérique obtenu par LES [Hreiz2011].

### 4.3 Au-delà des résultats expérimentaux

Comme la comparaison aux résultats expérimentaux disponibles montre que la CFD est apte à reproduire de façon satisfaisante l'hydrodynamique du GLCC, les résultats CFD ont été utilisés pour étudier des phénomènes qui n'ont pas été caractérisés expérimentalement par [Erdal2001a].

#### 4.3.1 Vitesse radiale moyenne

Comme mentionné dans la Section 3.1.2.3, la vitesse radiale moyenne dans les GLCCs a été toujours considérée comme négligeable, un résultat extrapolé depuis des écoulements tourbillonnaires axisymétriques. Nos simulations reproduisant fidèlement les profils de vitesse axiale et tangentielle (en utilisant les modèles et les paramètres numériques adéquats), il devrait en être de même pour la vitesse radiale, les trois composantes de la vitesse étant liées par l'équation de la continuité.



#### 4.3.1.1 Cas expérimentaux employant une entrée unique

Les simulations RANS et LES révèlent que la norme de la vitesse radiale moyenne n'est pas négligeable, contrairement à l'hypothèse rencontrée dans la littérature. La Figure 4.11 montre les contours de la composante moyenne de vitesse selon l'axe  $y$  (voir Fig.3.4) (cette direction coïncide avec la direction radiale dans le plan de mesure) simulés avec le modèle Realizable, pour les cas expérimentaux 11, 4 et 1. Ces contours montrent que le champ de vitesse correspondant décrit une série de cellules avec alternance du sens de la vitesse.

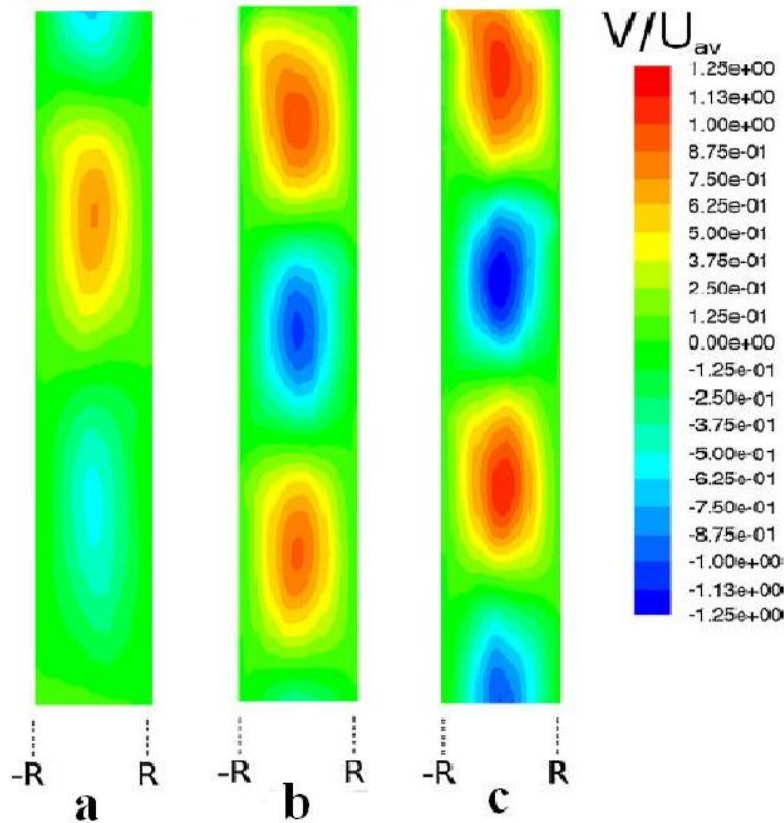


FIGURE 4.11 – Contours simulés ( $k-\varepsilon$  Realizable) de la composante de vitesse suivant l'axe  $y$  : a) cas 11, b) cas 4, c) cas 1 [Hreiz2011].

En fait, la vitesse radiale est essentiellement due à l'excentricité du centre du vortex, d'où le fait que l'on retrouve la même longueur d'onde qu'avec la vitesse axiale (Fig.4.5). La vitesse radiale est donc minimale lorsque le centre du vortex se trouve dans le plan de mesure, et augmente avec son excentricité.

#### 4.3.1.2 Cas expérimentaux employant une double entrée

La Figure 4.12 montre le contour de la vitesse projetée sur  $y$ , dans le plan de mesure, pour le cas expérimental 6. Le contour a été obtenu par simulation LES utilisant WALE comme modèle de sous-maille. Près de l'entrée, le contour de vitesse radiale diffère de celui résultant d'une entrée unique. La vitesse pointe vers l'axe du cyclone dans une zone, et vers la paroi dans la zone suivante.

Lorsqu'on s'éloigne de l'entrée, l'écoulement radial adopte une structure similaire au cas utilisant une entrée unique. On peut remarquer que par rapport au swirl généré par une injection unique, l'amplitude de la vitesse radiale est plus faible, l'écoulement devenant plus axisymétrique.

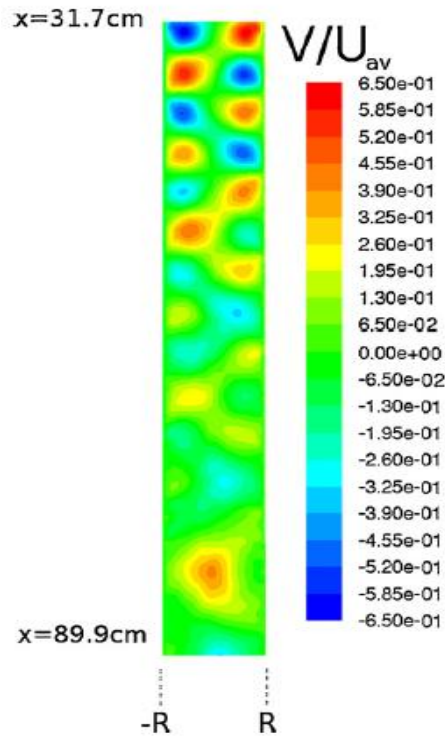


FIGURE 4.12 – Contour obtenu par LES, de la composante de vitesse selon  $y$  pour le cas 6 [Hreiz2011].

### 4.3.2 Précession du cœur du vortex (PVC)

Les simulations LES révèlent une précession du cœur du vortex (Fig.4.13). Cette rotation semble se faire dans un sens opposé à celui du mouvement tourbillonnaire. *La présence de ce mouvement cohérent peut sans doute expliquer l'augmentation de l'énergie cinétique turbulente au cœur de l'écoulement, observation qui est en opposition avec la théorie de Rayleigh.* Les mesures par fil chaud de [Kitoh1991] et les mesures par LDV de [Erdal2001a] attribuaient l'écart type de vitesse à la turbulence, tandis qu'il était en grande partie dû à un mouvement cohérent et non pas erratique.

On a décidé d'étudier aussi la capacité des modèles URANS<sup>8</sup> à détecter le PVC. Les conditions pour lesquelles les modèles URANS peuvent trouver des structures cohérentes sont encore un sujet débattu. On a conduit des simulations instationnaires à l'aide des modèles RANS pour les cas expérimentaux simulés précédemment, à part le cas où une double inversion d'écoulement a lieu. Le pas de temps utilisé était de 0,01 s.

Les résultats détectent une oscillation du centre du vortex, mais avec une amplitude moins importante que celle relevée par la LES. Ceci explique le fait que les modèles RANS prédisent un minimum d'énergie cinétique turbulente au centre de l'écoulement, conformément au critère de Rayleigh.

[Wegner2004] qui ont simulé le PVC pour un écoulement tourbillonnaire non confiné, en utilisant le modèle RSM (en instationnaire) et la LES, avaient noté que le modèle RSM sous-estimait fortement l'énergie contenue dans la structure cohérente.

8. Pour "Unsteady RANS".

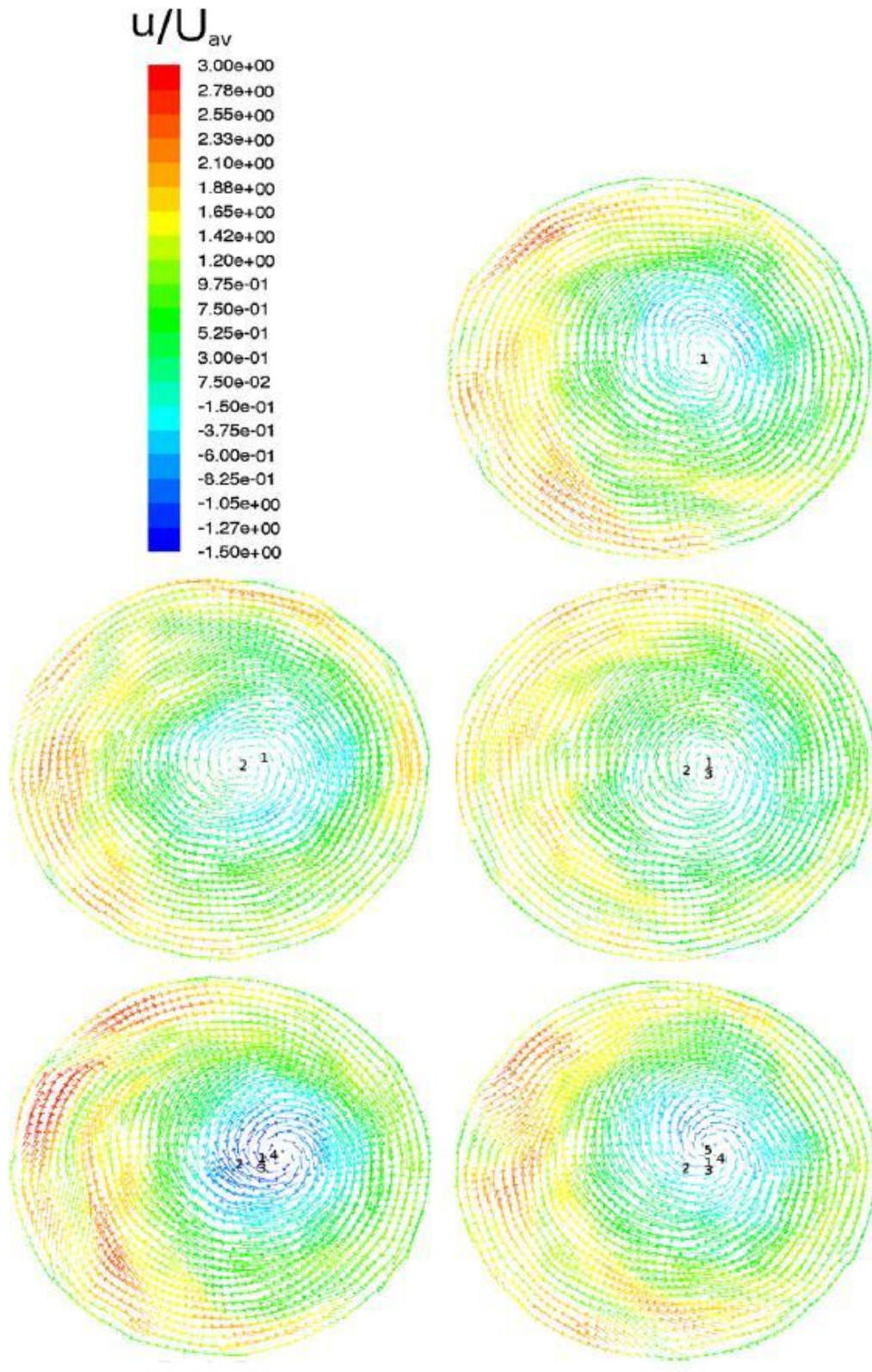


FIGURE 4.13 – PVC , section située à 90 cm au-dessous de l'entrée, cas 4, révélée par la LES (avec WALE comme modèle de sous-maille). Le pas de temps entre les images consécutives est de 0,3 s. Les nombres indiquent les positions successives du centre du vortex [Hreiz2011].

### 4.3.3 Décroissance du swirl

La décroissance de l'intensité tourbillonnaire dans la direction axiale a été calculée à l'aide des simulations réalisées en utilisant le modèle Realizable.

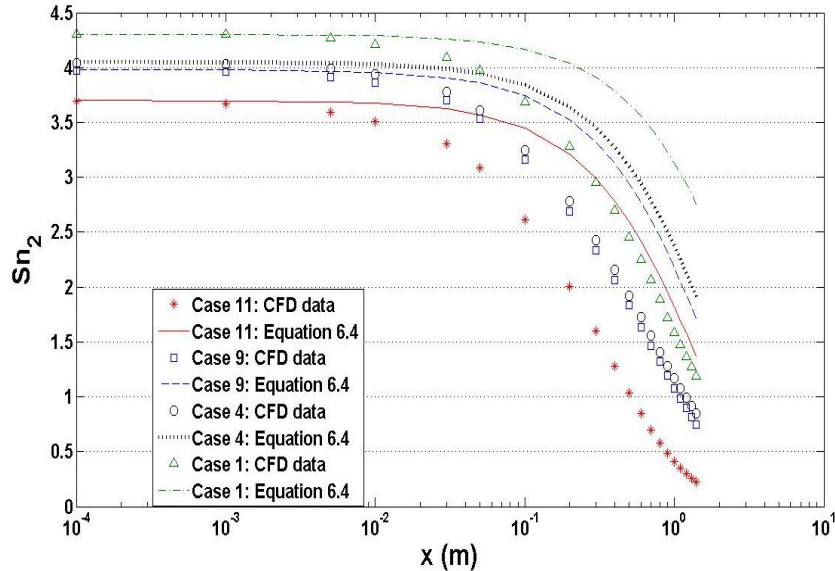


FIGURE 4.14 – Évolution de  $Sn_2$  dans la direction axiale, pour les cas employant une entrée unique. Les résultats sont comparés à l'évolution prédite par l'utilisation de l'équation 3.4 [Hreiz2011].

La Figure 4.14 montre la décroissance du “Swirl number”  $Sn_2$  (Éq.3.3) le long de la direction axiale, prédite numériquement. La figure montre également une comparaison avec l'évolution de  $Sn_2$  prédite par l'utilisation de l'Équation 3.4. On peut noter que :

- ⇒ Près de l'entrée, la décroissance du swirl est très faible, comme mentionné par [Chang1994].
- ⇒ A part la zone proche de l'entrée, la décroissance de l'intensité tourbillonnaire peut être approximée comme exponentielle.
- ⇒ Comme noté par [Yu1994] et [Steenbergen1998], le swirl décroît plus rapidement lorsque le nombre de Reynolds est faible.
- ⇒ L'Équation 3.4 ne permet pas de prédire la décroissance de l'intensité tourbillonnaire dans le GLCC. En fait, [Erdal2001a] a trouvé que la décroissance du swirl est plus importante lorsque ce dernier est généré par une injection tangentielle unique. L'Équation 3.4 ne tenant compte que du nombre de Reynolds, elle ne peut pas différencier un swirl généré par des injections multiples d'un autre généré par une injection unique. Comme elle est supposée prédire correctement le taux de décroissance du mouvement tourbillonnaire pour un swirl axisymétrique, elle va sous-estimer la décroissance des swirls générés par une injection unique.

## 4.4 Étude d'autres configurations d'entrée

Puisque les résultats donnés par la CFD se sont avérés fiables, on va l'employer comme outil de prédiction pour étudier l'impact d'autres configurations d'entrée sur les performances du GLCC.

Quatre configurations d'entrée ont été étudiées, les trois premières ayant la même section que celle utilisée par [Erdal2001a] :

- ⇒ Entrée 1 : Elle est similaire à celle utilisée par [Erdal2001a], mais est orientée horizontalement. L'objectif est de comprendre l'influence de l'angle d'inclinaison sur l'écoulement.

- ⇒ Entrée 2 : Elle présente une section carrée, et inclinée de  $27^\circ$  vers le bas.
- ⇒ Entrée 3 : Elle est rectangulaire et sa largeur est de 3,2 cm. Elle est inclinée de  $27^\circ$  vers le bas.
- ⇒ Entrée 4 : Aussi rectangulaire et d'une largeur de 3,2 cm, sa section correspond à la moitié de celles des entrées précédentes. Elle est aussi inclinée de  $27^\circ$  vers le bas.

Les simulations sont réalisées avec la version Haut-Re du modèle Realizable, dans les mêmes conditions que le cas expérimental 4. Les résultats montrent que le champ de vitesses obtenu en utilisant l'entrée 2 est similaire à celui obtenu par [Erdal2001a], et ne sera donc pas exposé pour des raisons de clarté.

#### 4.4.1 Vitesse tangentielle moyenne

La Figure 4.15 montre les profils de vitesse tangentielle moyenne obtenus pour les entrées considérées. Par rapport à la situation expérimentale, l'utilisation des entrées 1 et 3 induit des

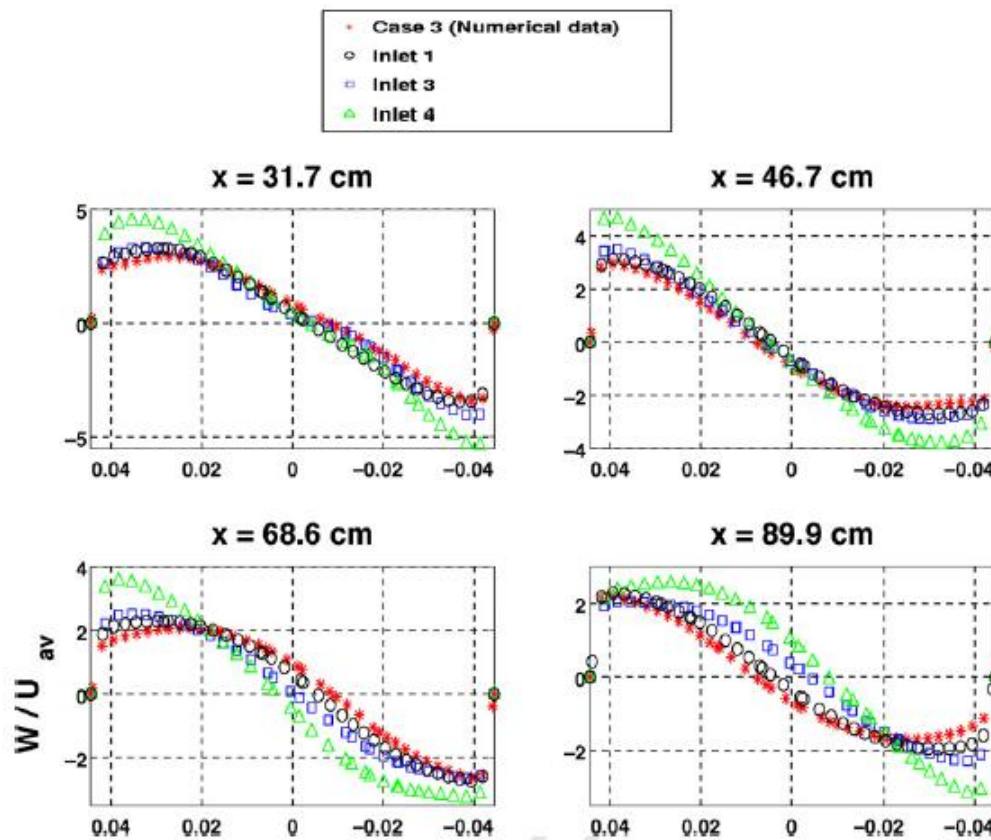


FIGURE 4.15 – Comparaison des profils de vitesse tangentielle moyenne obtenus avec les différentes entrées [Hreiz2011].

vitesses tangentielles plus importantes près des parois. En ce qui concerne l'entrée horizontale, les vitesses tangentielles plus importantes près des parois sont expliquées par le fait que c'est toute la quantité de mouvement disponible à l'entrée qui va générer le mouvement rotationnel. En ce qui concerne l'entrée rectangulaire, elle permet de concentrer la quantité de mouvement près des parois, ce qui résulte en un moment cinétique plus important. L'entrée 4 conduit trivialement à des vitesses plus importantes.

## 4.4.2 Vitesse axiale moyenne

La Figure 4.16 montre les profils de vitesse axiale moyenne obtenus pour les entrées considérées. Les résultats indiquent que l'entrée 4 résulte en un écoulement inversé plus important, ainsi qu'en un plus large rayon de capture. Elle devrait permettre une meilleure séparation des bulles dans le GLCC. Cette efficacité supplémentaire se fait au prix d'une perte de charge importante.

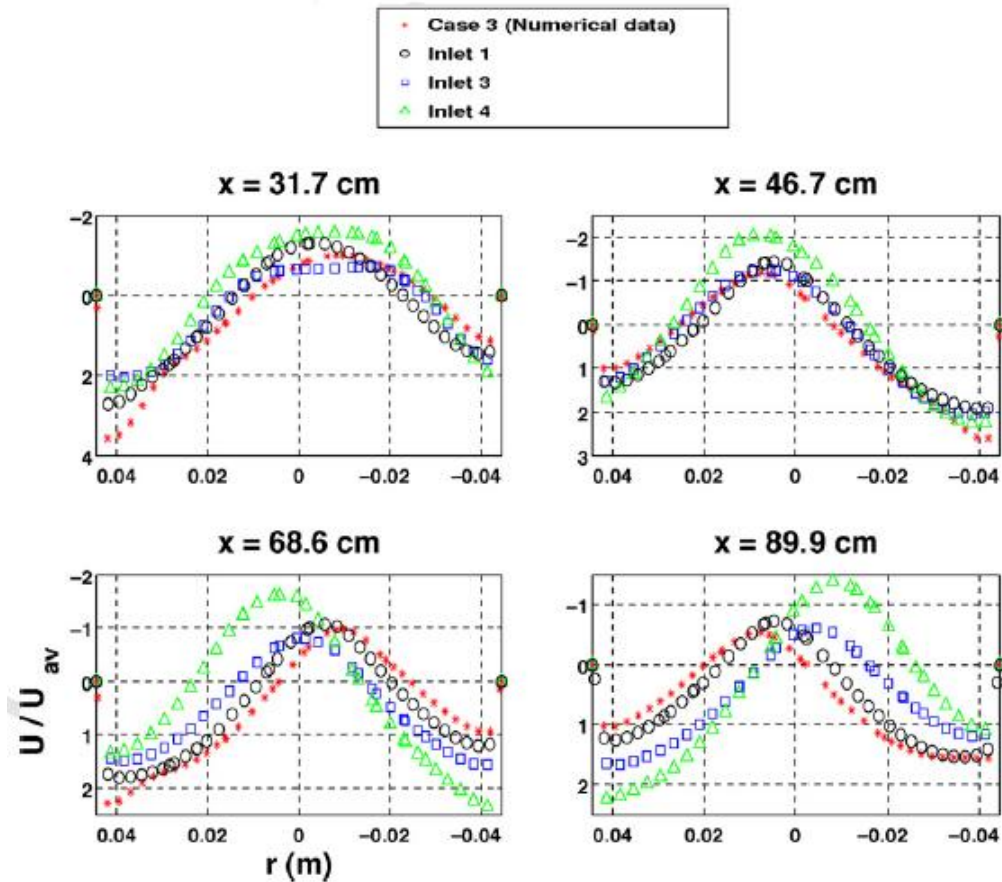


FIGURE 4.16 – Comparaison des profils de vitesse axiale moyenne obtenus avec les différentes entrées [Hreiz2011].

Les entrées 1 et 3 résultent en un écoulement plus axisymétrique, ce qui est confirmé par des vitesses radiales plus petites (non illustrées). Ceci doit aboutir à une meilleure efficacité de séparation. On note également que cette axisymétrie réduit l'amplitude des vitesses descendantes près des parois (tandis que pour l'entrée circulaire le maximum de vitesse axiale est d'environ  $3,66 U_{av}$  dans le plan de mesure, sa valeur est de  $2,7 U_{av}$  quand on utilise une entrée rectangulaire), ce qui améliore aussi la séparation. En fait, des vitesses descendantes importantes conduisent à un temps de rétention réduit pour certaines particules fluides, une sorte de court-circuitage du système.

Ces résultats montrent donc qu'une entrée rectangulaire est préférable à l'entrée circulaire, puisqu'elle réduit l'asymétrie du vortex. L'angle d'inclinaison semble accroître cette asymétrie, il est cependant nécessaire pour favoriser la ségrégation préalable des phases à l'entrée.

## 4.5 Conclusions du chapitre

Plusieurs conclusions peuvent être réitérées de cette étude préliminaire :

- ⇒ La version Haut-Re du modèle Realizable permet une bonne prédiction des profils de vitesse pour les écoulements monophasiques dans les GLCCs, et est supérieure aux autres modèles RANS disponibles dans Fluent 6.3. Elle se comporte aussi bien que la LES lorsque l'écoulement tourbillonnaire est généré par une injection tangentielle unique. Lorsqu'une double injection est utilisée, les résultats issus de la LES sont supérieurs.
- ⇒ Les modèles RANS et la LES sous-estiment l'énergie cinétique turbulente dans le système. Toutefois, il n'est pas sûr qu'ils sous-estiment la turbulence de l'écoulement, une partie de l'énergie cinétique turbulente mesurée étant due à un mouvement cohérent (et certaines techniques de mesures telles la LDV la surestiment).
- ⇒ Aucun modèle RANS ne peut prédire la double inversion de l'écoulement dans le GLCC.
- ⇒ La vitesse radiale n'est pas négligeable dans le GLCC, contrairement à l'hypothèse utilisée dans le modèle théorique de TUSTP. Elle est due à l'excentricité du centre du vortex.
- ⇒ Pour la première fois, une explication plausible est fournie pour éclaircir l'augmentation de l'énergie cinétique turbulente au cœur de l'écoulement. Elle serait due à la précession du filament tourbillonnaire, un mouvement cohérent et non pas erratique. Les résultats expérimentaux sont réconciliés avec le critère de Rayleigh.
- ⇒ Une entrée rectangulaire est préférable à une entrée circulaire de même section pour améliorer la séparation dans le GLCC, ceci en réduisant la distorsion du vortex.





# Chapitre 5

## Caractérisation expérimentale du fonctionnement global du séparateur

Comme mentionné au Chapitre 2, les études de TUSTP ont abouti au développement d'un modèle théorique pour dimensionner les GLCCs. Cependant, il semble que ce modèle n'arrive pas à prédire correctement les performances du GLCC. C'est sans doute la raison principale qui explique la méfiance des industriels à l'égard d'un séparateur censé autoriser des économies énormes.

Dans ce chapitre, on rapporte des données expérimentales concernant le fonctionnement global d'un GLCC opérant avec de l'air et de l'eau. Pour la première fois, l'influence de la buse d'entrée sur l'efficacité de la séparation est étudiée. Nos résultats permettent une bonne compréhension du phénomène d'entraînement de liquide dans la jambe de sortie supérieure (le LCO). Ils démontrent que le modèle développé par TUSTP pour prédire le seuil de déclenchement du LCO ne traduit pas correctement l'hydrodynamique du système.

En ce qui concerne l'entraînement de gaz dans la jambe de sortie inférieure (le GCU), nos résultats montrent qu'il est fortement sensible au niveau du vortex liquide dans le séparateur. Les bulles présentes sont essentiellement produites dans le GLCC, suite au cisaillement interfacial important (surtout au niveau de la buse d'entrée), ou suite à l'impact entre le jet d'entrée et le vortex liquide. Pour les débits de liquide importants, en raison de l'intensité importante du champ centrifuge, peu de bulles sont présentes dans le cyclone, et le GCU tend à devenir faible. Cependant pour ces débits là, le LCO se déclenche à partir de faibles débits d'air.

Nos expériences confirment la précession du filament tourbillonnaire déjà révélée par les simulations CFD dans le chapitre précédent. Ces expériences appuient aussi l'idée que les taux de turbulence importants au centre des écoulements swirlés sont dus à cette précession cohérente et non pas à de la vraie turbulence : en fait, le filament arrive souvent à se former et à garder son intégrité, ce qui ne serait pas possible si l'écoulement au cœur du vortex était fortement turbulent.

Nous avons finalement conduit des expériences en ajoutant des surfactants à l'eau, ou des polymères pour augmenter sa viscosité. Dans les deux cas, les performances du GLCC sont - comme attendu - altérées. Comme il a été noté par les chercheurs de TUSTP, le GLCC casse la mousse lorsque les débits d'air sont suffisants. Cependant, lorsque les débits de gaz ne sont pas suffisants ou lorsque les débits d'eau sont importants, le GLCC produit des quantités de mousse importantes. Le GCU devient très conséquent. Comme on l'a déjà noté dans la Section 1.4.2, il paraît que c'est le GCU qui constitue le point faible du GLCC par rapport aux séparateurs concurrents compacts.

## 5.1 Montage expérimental

Le sujet étant pour la première fois abordé au LRGP<sup>1</sup>, un pilote expérimental air-eau (Fig.5.1 et Fig.5.3) a été conçu et installé. L'utilisation d'eau et d'air plutôt que du pétrole et du gaz naturel

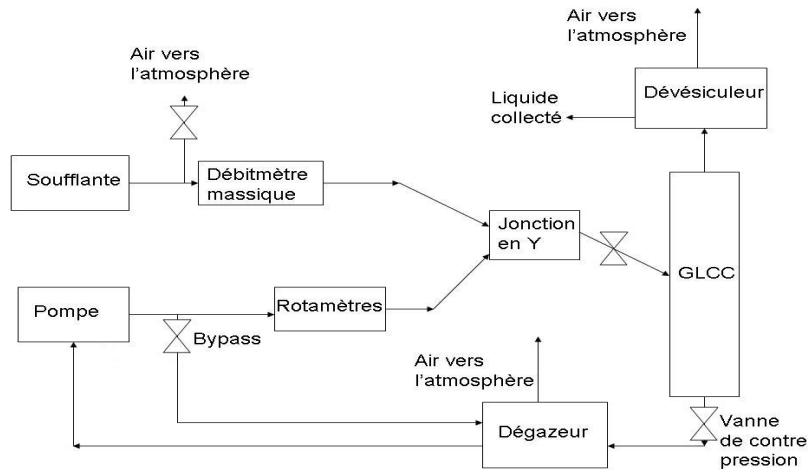


FIGURE 5.1 – Schématisation du circuit expérimental.

est classique dans les expérimentations sur le GLCC, pour des raisons d'économie, d'entretien, et de sécurité. Nous avons tenté d'utiliser de l'eau distillée, mais elle se pollueait rapidement une fois dans l'installation. Nous nous sommes donc contentés d'utiliser l'eau de ville<sup>2</sup>.

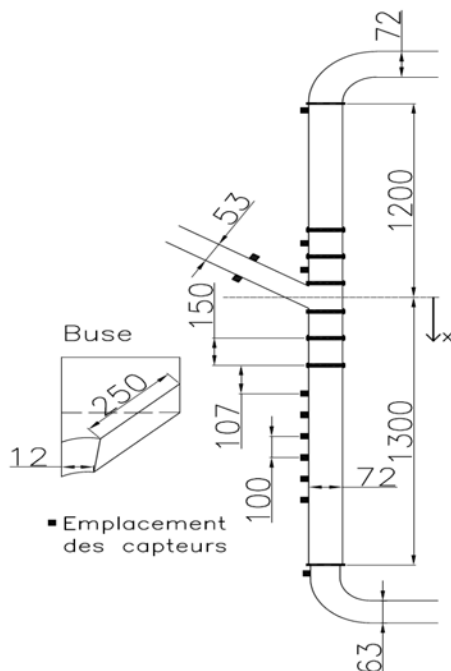


FIGURE 5.2 – Dimensions du GLCC en mm (*n'est pas à l'échelle*).

Le corps du GLCC est transparent et constitué de plexiglas. Il fait 7,2 cm de diamètre intérieur, avec une hauteur d'environ 2,5 mètres (Fig.5.2). Il est constitué de plusieurs tronçons, permettant ainsi de modifier sa hauteur ou la position de l'entrée de manière flexible. Plusieurs piquages filetés sont prévus le long de la colonne : ils permettent l'installation de capteurs de pression, l'introduction de sondes, l'injection de traceurs... La partie inférieure du cyclone est entourée d'une cuve rectangulaire qui peut être remplie d'eau pour minimiser les distorsions optiques dues à la circularité du corps du GLCC. Elle est utile lorsque des techniques photographiques ou des mesures LDV doivent être menées.

L'entrée du GLCC est carrée, conformément aux résultats précédents (Section 4.4). Ses parois latérales sont transparentes. Elle est inclinée de 27° vers le bas, et fait 5,3 cm de côté. Elle se termine par une buse qui à son intersection avec le GLCC, fait 1,2 cm d'épaisseur au côté bas (du fait de l'inclinaison de l'entrée, son

1. Laboratoire Réactions et Génie des Procédés, Unité Propre de Recherche du CNRS (UPR 3349).

2. L'eau de ville contenant des surfactants, le comportement des bulles peut légèrement dévier par rapport à une eau distillée. Voir [Clift1978] ou [Oesterlé2006] pour les détails.

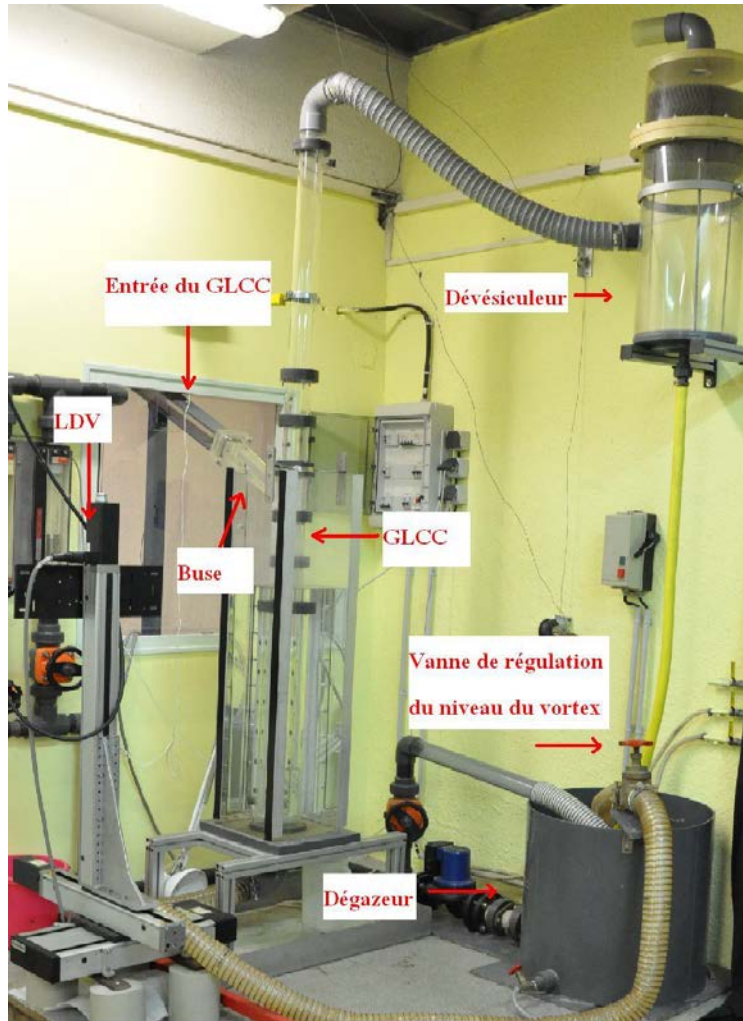


FIGURE 5.3 – Photo du pilote expérimental.

intersection avec le GLCC n'est pas rectangulaire. Sa topologie se rapproche plutôt d'une forme trapézoïdale.)

Le circuit est fermé au liquide. Le débit de liquide est assuré par une pompe centrifuge qui peut fournir un débit maximal d'eau de  $20\text{ m}^3/h$ , et qui est mesuré par deux rotamètres montés en parallèle. Les rotamètres ont été étalonnés et leur réponse est bien linéaire. L'air est fourni par une soufflante de contre-pression maximale de 0,8 bar relatif, et qui peut donner un débit maximal de  $550\text{ m}^3/h$  dans les conditions standard. La pression dans le GLCC ne peut donc pas trop s'écarter de la pression atmosphérique. Le débit et la température de l'air sont mesurés par un débitmètre massique à principe thermique. Les débits des phases sont régulés par différentes vannes. Les conduites de l'air et l'eau sont reliées à l'entrée principale par une jonction en Y. La distance séparant le point de mélange de la buse est d'environ 1,5 mètres. Une vanne située sur la jambe inférieure permet de réguler le niveau du vortex liquide.

La sortie supérieure du GLCC est reliée à un ballon dévésiculaire vertical et transparent, qui permet le cas échéant de retenir le liquide entraîné. L'air est renvoyé dans l'atmosphère. La sortie du bas est connectée par un tuyau flexible semi-transparent à une cuve à surface libre qui permet de dégazer le mélange pour protéger la pompe en aval. Un thermomètre permet de relever la température du liquide dans la cuve. La soufflante placée dans une pièce non aérée peut s'échauffer rapidement, et par la suite chauffer les fluides. On doit donc souvent la laisser refroidir, de manière à ce que la température de l'eau reste comprise entre 20 et 30 °C, et celle de l'air entre 20° et

45°C.

Pour les mesures de pression, nous disposons de capteurs miniatures à membrane affleurante. Ils sont piézorésistifs et donc très précis. Cependant leur gamme de mesure s'étend de 0 à 1 bar relatif : les déformations non réversibles de la membrane peuvent induire des erreurs importantes lors de la mesure des faibles pressions.

En ce qui concerne la topologie des interfaces, nous pouvons suivre son évolution à l'aide d'une caméra rapide. Nous disposons d'une lampe halogène puissante pour l'éclairage. Il est généralement préférable que l'éclairage soit arrière pour une meilleure visualisation. Toutefois, l'emplacement de notre installation ne permet pas toujours de pouvoir placer convenablement la lampe halogène. On est donc parfois obligé de se contenter d'une petite lampe de chevet de 30 W.

Pour les mesures de vitesse, nous disposons d'une LDV 2D en montage à franges d'interférences, et qui fonctionne en mode arrière ou rétrodiffusion<sup>3</sup>.

## 5.2 L'entrée du GLCC

### 5.2.1 Régimes d'écoulement à l'entrée

Le régime d'écoulement à l'entrée devant conditionner l'hydrodynamique dans le séparateur, il est naturel de commencer notre étude en traçant la carte d'écoulement correspondante (Fig.5.4). Les différentes limites ont été identifiées par visualisation directe, ainsi qu'en se basant sur des photos prises par caméra rapide. La vitesse superficielle de l'air est calculée en supposant que

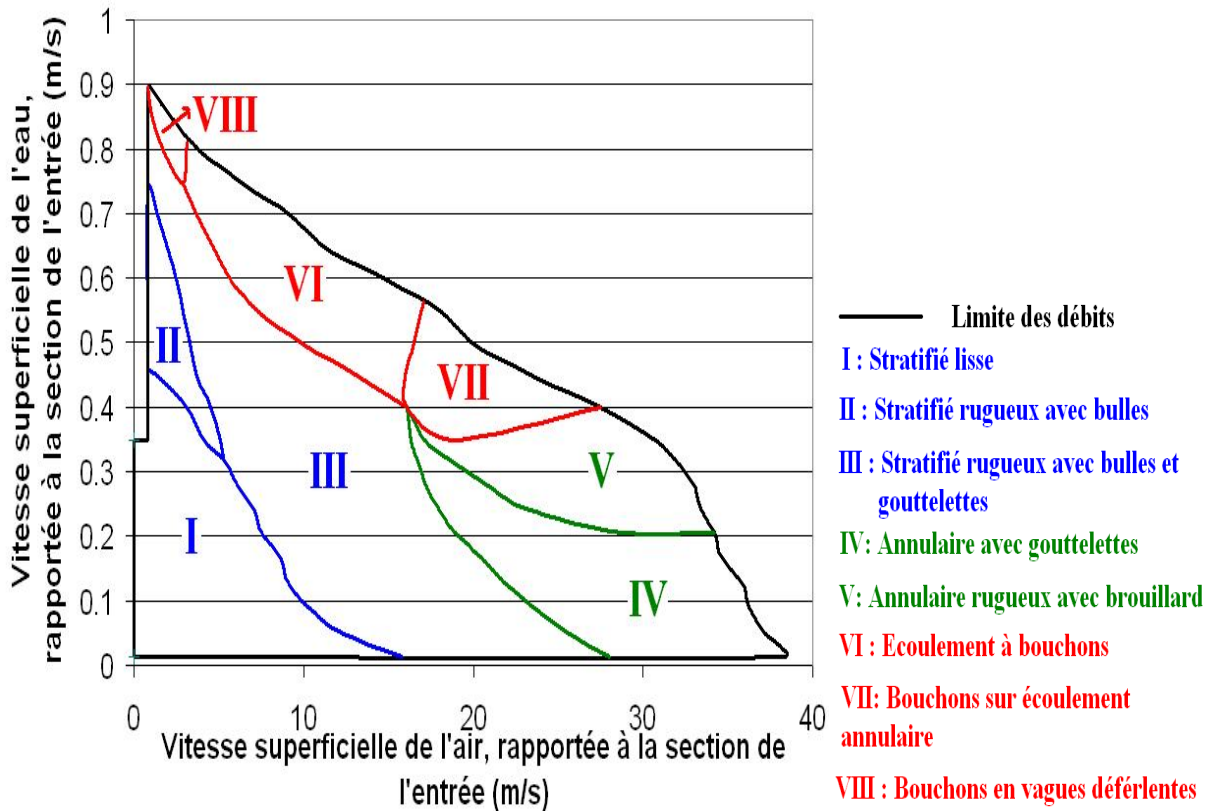


FIGURE 5.4 – Carte des régimes d'écoulement dans l'entrée du GLCC.

sa masse volumique est égale à  $1,2 \text{ kg/m}^3$  (on néglige donc l'humidité de l'air ; l'hypothèse est

3. "Backscatter" en Anglais.

acceptable puisque le débit d'air est mesuré en amont du point de mélange).

A priori, la présence de la buse ne doit pas influencer le régime de l'écoulement dans l'entrée (hypothèse qu'on justifiera dans la Section 5.2.3) autrement que par la création d'une perte de charge additionnelle. Ainsi, la pression de travail dans l'entrée va augmenter, ce qui va influencer la masse volumique du gaz. On vérifiera plus loin (Section 5.3) que pour la gamme de débits sous laquelle le GLCC fonctionne correctement (sans qu'il n'y ait LCO), la pression de travail dans l'entrée ne s'écarte pas trop de la pression atmosphérique.

**La limite des débits** Les couples de débits pouvant être mis en jeux sont conditionnés par les capacités de la soufflante et de la pompe, et par les pertes de charge à travers le système. Ainsi pour les faibles débits d'eau, il existe une limite maximale de débit d'air que la soufflante peut délivrer. Cette limite est déterminée par la pression maximale obtenue en sortie de la soufflante. Pour les gros débits d'eau, et à partir d'un certain débit d'air, c'est la pompe qui atteint ses limites.

Lorsque le débit d'eau dépasse les  $3,5 \text{ m}^3/\text{h}$  (la vitesse superficielle rapportée à la section de l'entrée correspondante est à peu près  $0,35 \text{ m/s}$ ), à moins de maintenir un débit d'air minimal, il y a formation d'un ressaut hydraulique au niveau de la buse d'entrée. Ce ressaut se propage jusqu'à envahir toute l'entrée (et retourner jusqu'à la soufflante) si on monte encore en débit.

*La formation de ce ressaut hydraulique est due au fait que le liquide entrant dans le cyclone arrive à effectuer une rotation complète sur les parois du GLCC, et vient impacter le mélange sortant de la buse avant de descendre.* Cette contre pression additionnelle conduit à la formation du ressaut hydraulique<sup>4</sup>.

**Le régime stratifié lisse** La lecture bibliographique laisse penser que ce régime devrait correspondre à un état stratifié, où l'interface entre les phases est stable, et n'est pas perturbée par la présence de vagues. Or nos expériences montrent que quels que soient les débits mis en jeux, différents types d'ondes et de rides circulent à l'interface. Certaines semblent avoir une origine capillaire, tandis que d'autres plus importantes semblent dues à une déstabilisation gravitaire (une étude des différents types d'ondes en régime stratifié peut être retrouvée dans [Fernandino2006]).

Il est donc difficile de décider quelle perturbation correspond à la transition vers le régime rugueux. On a donc préféré un autre critère pour délimiter le régime stratifié lisse. Il correspond à un régime stratifié où les deux phases sont complètement séparées : il n'y a pas présence d'inclusions. La Figure 5.5 montre le régime stratifié lisse ( $V_{s,e,l}$  signifie Vitesse Superficielle du Liquide ramenée à la section de l'Entrée). La photo est prise par caméra rapide, à mi-distance entre la buse et le point de mélange (il en est de même pour les autres photos concernant la conduite d'entrée).

On peut noter (en se basant sur le graphe de la Figure 5.4) que l'écoulement de l'air et de l'eau peuvent être tous deux turbulents sans qu'il n'y ait arrachement de gouttes ou englobement de bulles.

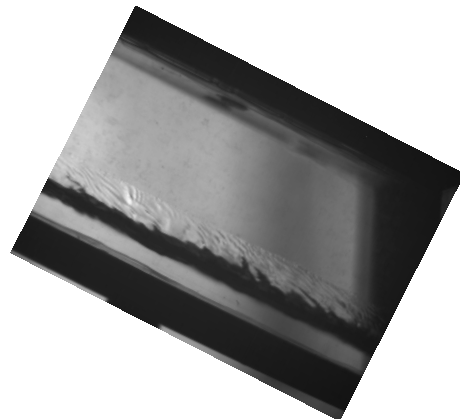


FIGURE 5.5 – Régime stratifié lisse,  $Q_l = 3,24 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,e,l} = 0,32 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 0 \text{ kg/h}$ .

4. Le ressaut hydraulique marque une transition entre un régime supercritique et un régime sous-critique. On pourra consulter [Guyon2001] pour plus de détails.

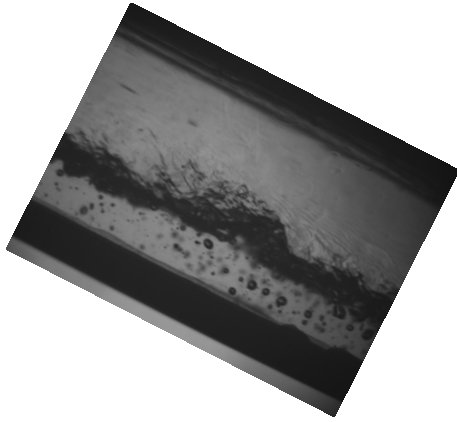


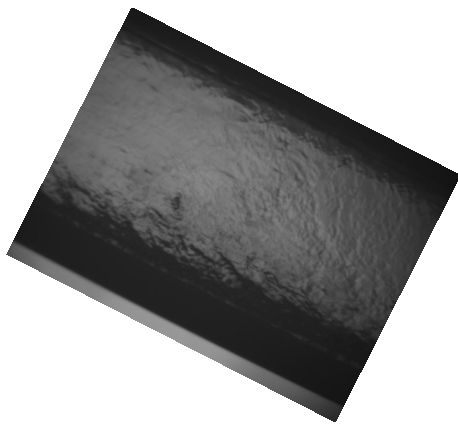
FIGURE 5.6 – Régime stratifié rugueux, avec présence simultanée de bulles et de gouttelettes,  $Q_l = 5,04 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,e,l} = 0,498 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 108 \text{ kg/h}$  ( $V_{s,e,g} = 8,9 \text{ m/s}$ ).

chaotiques à l'entrée. Au début de sa formation, le film ne circule qu'au centre de la paroi supérieure.

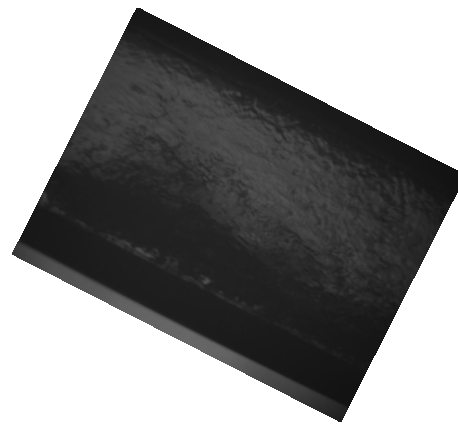
Pour des débits d'air suffisants, les parois latérales de la conduite commencent à être complètement mouillées par le liquide.

**Le régime annulaire :** On a identifié la limite de transition stratifié rugueux - écoulement annulaire lorsque le transport de liquide sur les parois latérales devenait important. Les surfaces latérales commencent donc à être mouillées alors que le régime est encore de type stratifié rugueux. Lorsque le régime d'écoulement est annulaire, le film liquide inférieur contient toujours des bulles.

On a identifié deux sous-régimes : le régime classique annulaire-gouttelettes (Fig.5.7a), et pour les taux de liquide plus importants, un régime qu'on a appelé annulaire rugueux avec brouillard (Fig.5.7b). Dans ce second régime, le film liquide est le siège de vagues de moyennes amplitudes, et le taux de gouttes au cœur de l'écoulement est important.



(a) Sous-régime annulaire gouttelettes,  $Q_l = 2,07 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,e,l} = 0,205 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 329 \text{ kg/h}$  ( $V_{s,e,g} = 27,112 \text{ m/s}$ ).

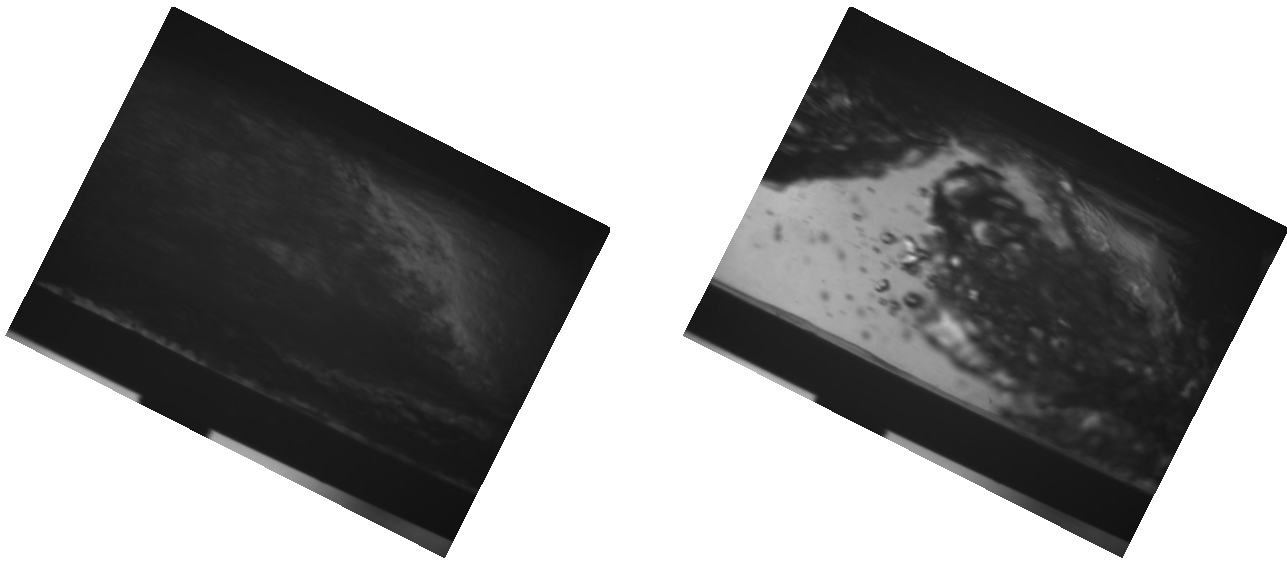


(b) Sous-régime annulaire rugueux avec brouillard,  $Q_l = 4,53 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,e,l} = 0,448 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 267 \text{ kg/h}$  ( $V_{s,e,l} = 22 \text{ m/s}$ ).

FIGURE 5.7 – Régime annulaire.

**Le régime de bouchons** On y a identifié trois sous-régimes. Les deux premiers, qu'on a appelés respectivement régime à bouchons et bouchons sur écoulement annulaire, correspondent à des bouchons très aérés (Fig.5.8a). Le premier peut être vu comme une succession de bouchons et d'écoulements stratifiés, tandis que le second est vu plutôt comme une succession de bouchons et d'écoulements annulaires. Ces bouchons sont très rapides et violents. Ils se déplacent à des vitesses nettement supérieures que l'écoulement moyen. Compte tenu de la présence importante de bulles dans le bouchon liquide (qui réfléchissent bien la lumière), ces bouchons apparaissent comme des masses sombres sur les photos prises par caméra rapide (en rappelant qu'on utilise un éclairage arrière).

Pour les forts débits d'eau et faibles débits d'air, les bouchons sont nettement moins aérés, et se présentent sous la forme de grosses vagues touchant la paroi supérieure (Figure 5.8b). Ces grosses vagues arrivent parfois à déferler. On a appelé ce régime bouchons en vagues déferlantes.



(a) *Bouchon aéré arrivant au plan de visualisation*  $Q_l = 6,04 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,e,l} = 0,597 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 176 \text{ kg/h}$  ( $V_{s,e,g} = 14,503 \text{ m/s}$ ).

(b) *Bouchons en forme de grosses vagues*  $Q_l = 8,56 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,e,l} = 0,846 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 22 \text{ kg/h}$  ( $V_{s,e,g} = 1,813 \text{ m/s}$ ).

FIGURE 5.8 – Régime à bouchons.

La longueur des bouchons dans nos expériences n'excède jamais 5 fois le diamètre hydraulique de la conduite. Ils sont donc beaucoup plus courts que les bouchons classiques en conduite horizontale. On pense que cela est dû à la faible longueur de notre conduite ; les bouchons n'ont pas la possibilité de fusionner ou de s'établir (ces régimes ont parfois besoin d'une longueur de plusieurs centaines de diamètres hydrauliques pour s'établir). L'inclinaison de la conduite joue évidemment un rôle, mais on estime qu'elle ne peut à elle seule être responsable de la petite taille des bouchons.

## 5.2.2 Identification des régimes par la densité spectrale des signaux de pression

La frontière de transition entre les différents régimes d'écoulement n'est pas très nette. En fait, la transition se fait plutôt graduellement et non pas de façon brusque. Pour une meilleure précision, on a tenté d'identifier les régimes à partir de la densité spectrale des signaux de pression.

Nous avons placé deux capteurs de pression, respectivement dans le bas et le haut de la conduite d'entrée. Ces capteurs sont reliés à un module ayant une fréquence d'échantillonnage de 800 Hz. Les transformées de Fourier des signaux de pression ont été faites sur Matlab.

Les résultats montrent que :

- ⇨ La densité spectrale de puissance admet des pics autour de 50 Hz et à des fréquences encore plus élevées. Ces fréquences sont sans doute dues à la pompe et à la soufflante.
- ⇨ A part pour le régime stratifié lisse où les phases sont en faible interaction, la densité spectrale de puissance est similaire respectivement pour le signal de pression relevé dans la phase liquide et dans la phase gazeuse. Toutefois, il est préférable de traiter le signal relevé du capteur du bas ; le signal du capteur supérieur étant parfois bruité par l'impact des gouttes et le passage du film liquide supérieur.
- ⇨ En régime stratifié lisse, on observe un pic physique autour de 15 Hz. On pense qu'il est dû aux ondes capillaires à la surface du liquide.
- ⇨ Pour tous les autres régimes, on observe un à trois pics à des fréquences inférieures à 5 Hz. Il n'a pas été possible de trouver un critère de transition entre les différents régimes. On pense que ceci est dû au fait que les écoulements ne sont pas établis, l'influence de la zone de mélangeage reste très importante, et l'écoulement n'a pas le temps de "filtrer"/adapter certaines fréquences.

Pour plus de détails sur les régimes d'écoulement dans l'entrée du GLCC, ainsi qu'une étude sur la capacité de la CFD (notamment la méthode VOF) à reproduire les régimes d'écoulement (et la distribution des vitesses et des phases dans un écoulement stratifié), on peut consulter [Boungo-Ngakomo2010], un projet de recherche réalisé à l'École Nationale Supérieure des Mines de Nancy et dirigé par l'auteur.

### 5.2.3 Calcul des rétentions des phases par traitement d'images

Il est nécessaire de disposer de plus d'informations sur l'écoulement d'entrée pour pouvoir développer un modèle théorique, ainsi que pour avoir des conditions aux limites fiables pour les simulations CFD.

Le traitement numérique des photos prises pour les régimes d'entrée permet de connaître la distribution verticale (moyennée sur la direction latérale) et la rétention des phases, ainsi que les *vitesses interstitielles*<sup>5</sup> moyennes. Toutefois, ne disposant pas d'une technique laser qui nous permet d'isoler un plan de l'écoulement, la procédure ne peut se faire qu'au prix de certaines approximations. La première consiste à négliger la présence de liquide sur les parois latérales et sur la paroi supérieure ; on ne traitera donc ni les régimes annulaires, ni le régime de bouchons sur écoulement annulaire, puisque les résultats seraient trop erronés.

La deuxième approximation consiste à négliger la variation axiale de la rétention des phases (en un autre terme, on suppose que l'écoulement est déjà établi spatialement parlant), ainsi qu'à considérer que les phases sont uniformément réparties dans la direction latérale. Finalement, en dernière approximation, on ne va pas tenir compte de la présence des inclusions. En effet, puisqu'on n'isole pas un plan de visualisation bien déterminé, on ne peut pas connaître la taille réelle de ces inclusions (notamment leur extension latérale) pour pouvoir en tenir compte dans notre calcul de la rétention moyenne.

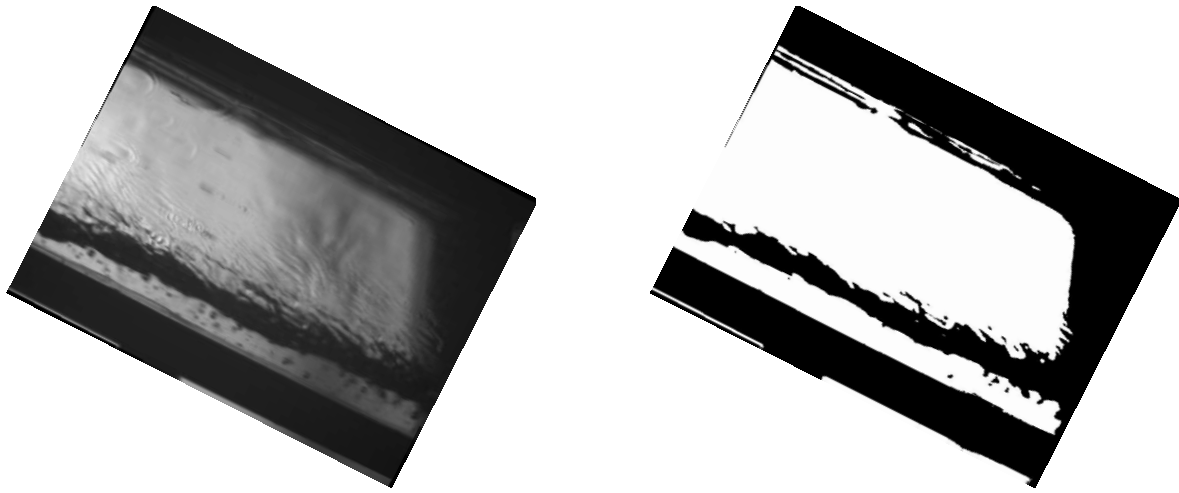
La binarisation des images est réalisée à l'aide du logiciel ImageJ. Différentes techniques classiques dans le traitement d'images sont nécessaires pour pouvoir isoler l'interface principale et pour ignorer les inclusions. Après binarisation, l'image est réduite à une interface principale plus ou moins épaisse (Fig.5.9).

Sur Matlab, on commence par retrouver la limite supérieure de l'interface (on se contente de la partie de la photo où la qualité de l'éclairage est bonne). On considère ensuite que la zone

---

5. La vitesse interstitielle est égale au rapport du débit volumique sur la section d'écoulement effective. C'est donc la vitesse moyenne réelle de la phase, contrairement à la vitesse superficielle moyenne.





(a) Photo prise par caméra rapide :  $Q_l = 4,03 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,e,l} = 0,398 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 120 \text{ kg/h}$  ( $V_{s,e,g} = 9,889 \text{ m/s}$ ).

(b) La même photo après binarisation.

FIGURE 5.9 – Binarisation des photos à l'aide de ImageJ.

au-dessous de cette limite est remplie de liquide, et celle au-dessus remplie de gaz. Pour chaque couple de débits, plusieurs centaines d'images sont traitées pour aboutir à une statistique fiable. Dans toutes les séries de photos, la taille du pixel est inférieure à 1 mm réel.

La Figure 5.10 montre le taux de rétention global de l'eau dans la conduite, en fonction du débit d'air, et ce pour différents débits d'eau. Le traitement d'images montre que le taux de rétention

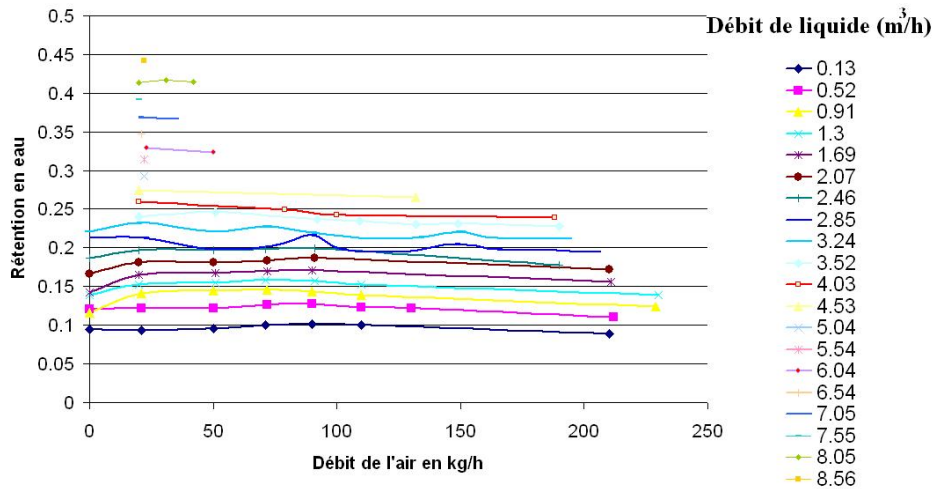
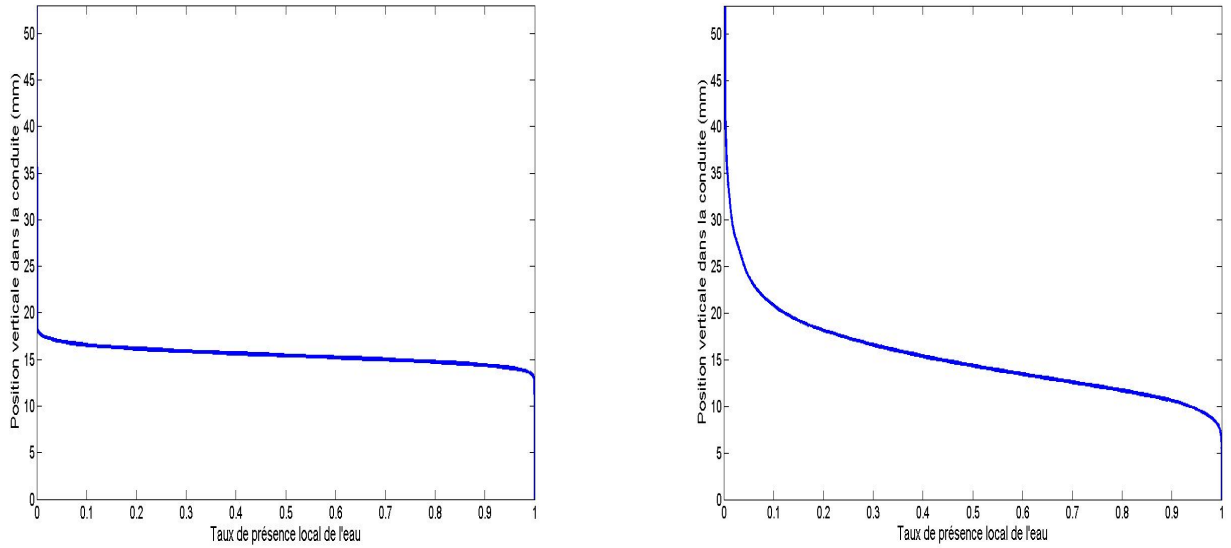


FIGURE 5.10 – La rétention en eau en fonction du débit d'air pour différents débits d'eau.

global n'est pas vraiment sensible au débit d'air, ni au régime d'écoulement (dans la limite des régimes étudiés). Toutefois, avec l'augmentation du débit d'air et l'apparition des vagues ou des bouchons, l'eau peut atteindre des hauteurs plus importantes dans la conduite, la distribution moyenne des phases devient moins raide et le profil du taux de présence est graduellement modifié (Fig.5.11).



(a) Pour des débits de :  $Q_l = 5,04 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,e,l} = 0,498 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 22 \text{ kg/h}$  ( $V_{s,e,g} = 1,813 \text{ m/s}$ ).  
 (b) Pour des débits de :  $Q_l = 5,04 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,e,l} = 0,498 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 150 \text{ kg/h}$  ( $V_{s,e,g} = 12,361 \text{ m/s}$ ).

FIGURE 5.11 – Profils du taux de présence de l'eau dans la conduite.

La Figure 5.12 montre la rétention globale en eau, en fonction du débit de liquide. La Figure 5.13 montre la variation de la vitesse interstitielle moyenne de l'eau (en fonction du débit de liquide). Les différents débits d'air employés peuvent être trouvés sur la Figure 5.10.

En se basant sur la vitesse interstitielle de l'eau, on trouve que le nombre de Froude lié à l'écoulement de l'eau, est pour la majorité des cas supérieur à l'unité. Ceci implique qu'on est en régime torrentiel : les perturbations ne peuvent pas remonter l'écoulement. *La présence de la buse ne doit donc pas influencer le régime d'écoulement dans l'entrée.*

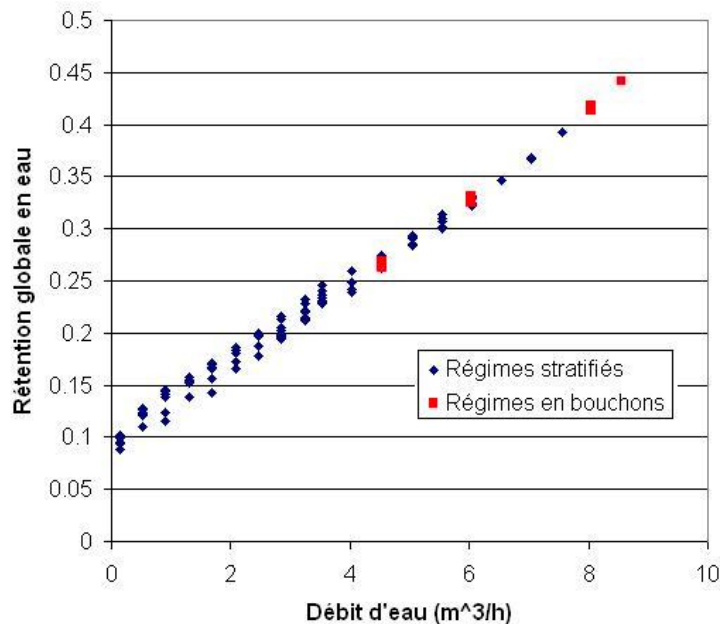


FIGURE 5.12 – Rétention globale en eau en fonction du débit de liquide (les différents débits d'air peuvent être trouvés sur la Figure 5.10).

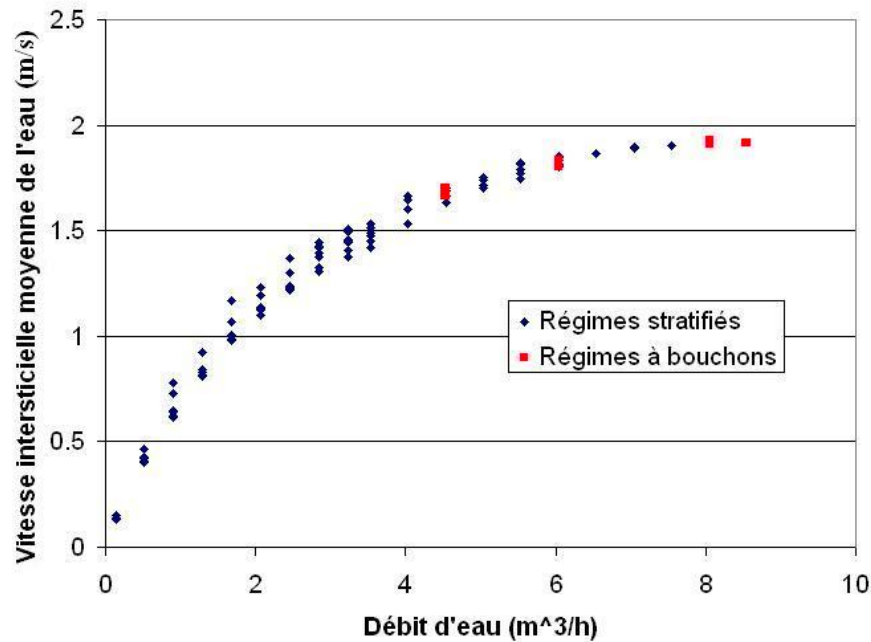


FIGURE 5.13 – *Vitesse interstitielle moyenne de l'eau en fonction du débit de liquide (les différents débits d'air peuvent être trouvés sur la Figure 5.10).*

## 5.3 La partie supérieure du GLCC

### 5.3.1 Le LCO

Pour déterminer la limite de déclenchement du LCO dans le cyclone, la procédure qu'on a utilisée consiste à se fixer d'abord un débit d'eau à étudier. La vanne de régulation du niveau du vortex est ouverte au maximum, le niveau du vortex liquide est donc situé le plus loin possible de l'entrée. Comme démontré par [Wang2000], le niveau du vortex n'influencera pas le LCO, tant qu'il ne vient pas gêner l'entrée du mélange.

On se fixe ensuite un certain débit d'air. On observe si l'eau parvient ou non à atteindre la sortie supérieure. *Une fois l'expérience terminée, les parois du cyclone sont séchées* en injectant uniquement de l'air dans le GLCC. On reprend ensuite le même débit d'eau en injectant un débit d'air différent : on procède d'une manière dichotomique pour trouver la limite de LCO.

Les pressions à l'entrée correspondant aux limites trouvées, sont mesurées à l'aide du capteur de pression placé à la surface inférieure de l'entrée. Ces pressions n'excèdent pas les 140 mbar relatifs, malgré la contribution hydrostatique du lit de liquide. On peut donc raisonnablement supposer que le procédé entier se déroule à pression atmosphérique (l'hypothèse que la masse volumique de l'air est constante et égale à  $1,2 \text{ kg/m}^3$  est donc raisonnable).

On a ensuite étudié le changement du régime de transport de liquide dans la jambe supérieure lorsque le débit de l'air est poussé au-delà de la limite de déclenchement du LCO. Les résultats sont montrés sur la Figure 5.14. Finalement, et pour différents couples de débit, on a mesuré la quantité d'eau retenue par le dévésiculeur pendant un temps de l'ordre de 2 à 3 minutes, ce qui nous a permis de tracer le contour montré sur la Figure 5.15. On note que pour tous les débits air-eau possibles, l'eau transportée en LCO est complètement retenue par le dévésiculeur.

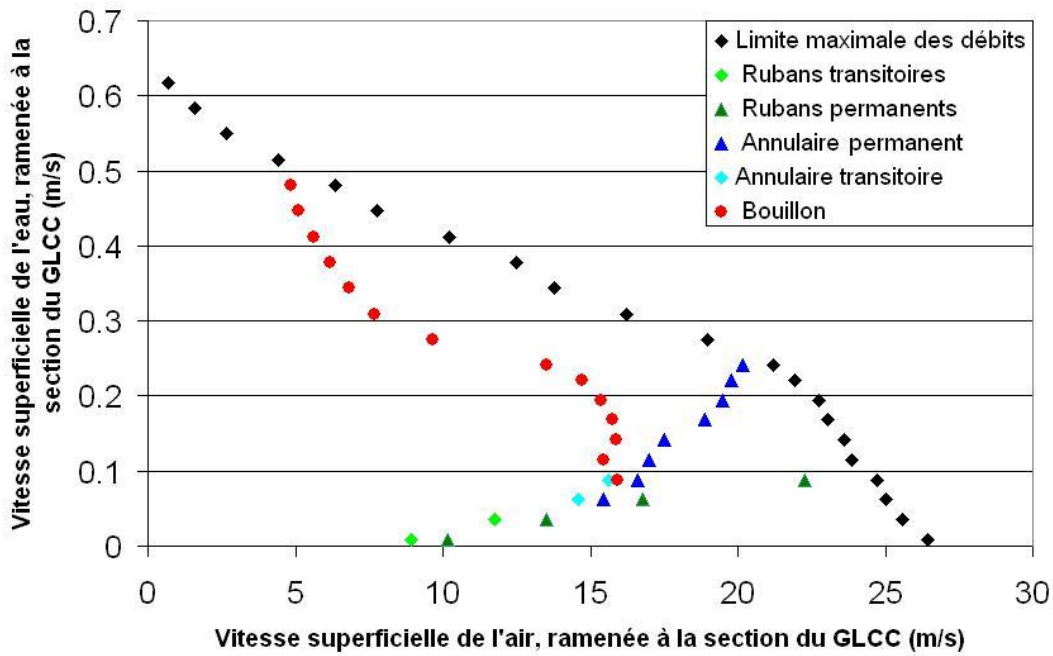


FIGURE 5.14 – *Limites de déclenchement des différents régimes de LCO dans le GLCC.*

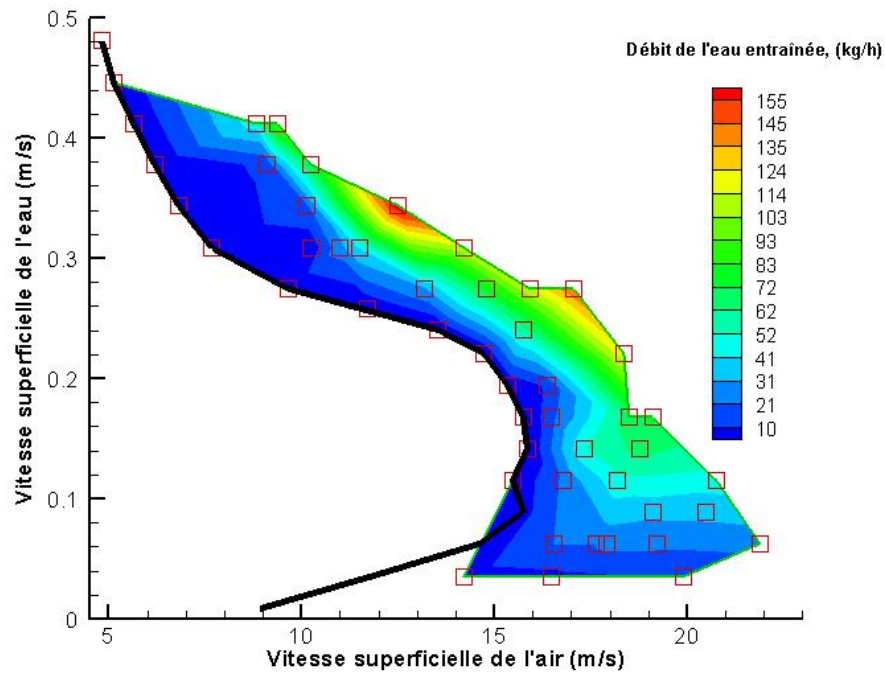


FIGURE 5.15 – *Débit d'eau transporté par LCO. La frontière en noir correspond au seuil d'initiation du LCO.*

### 5.3.1.1 Différents régimes observés et discussion

Plusieurs régimes de LCO ont été identifiés : le régime en bouillon, le régime annulaire et le régime en rubans (Fig.5.16). Ces différents modes d'entraînement du liquide sont discutés dans les paragraphes suivants. On rappelle que, bien avant l'initiation du LCO, de l'eau est déjà présente au-dessus de la buse d'entrée (Fig.5.17). Cette nappe d'eau tourbillonnante est essentiellement due

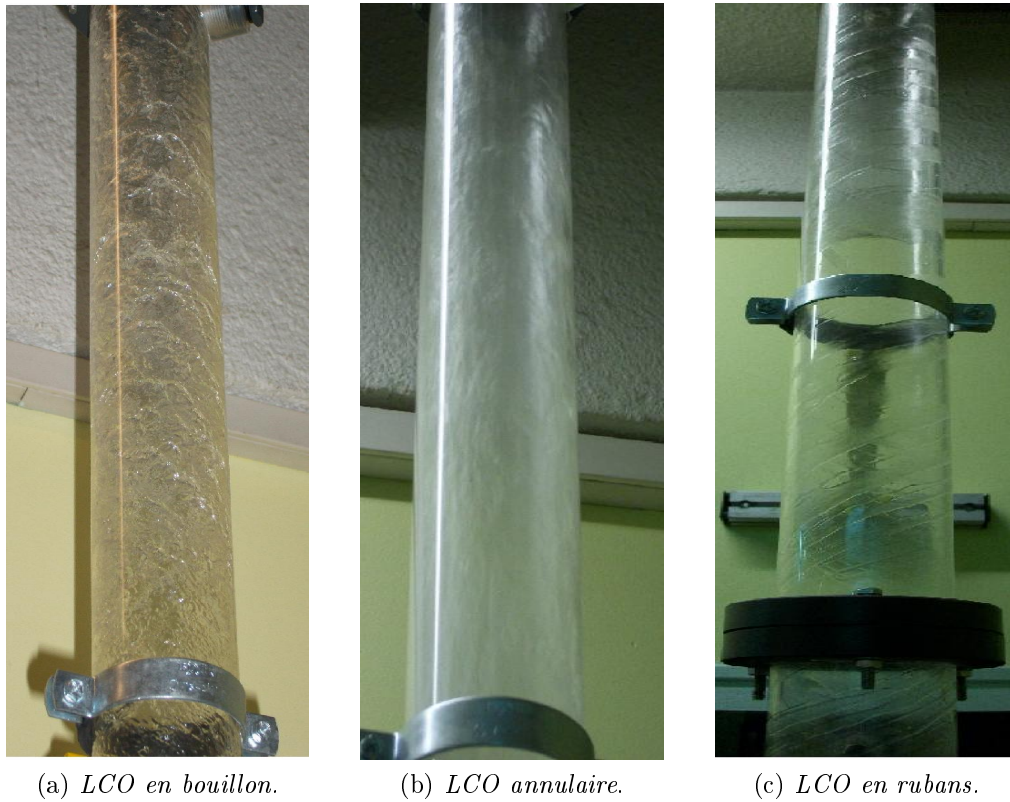


FIGURE 5.16 – Les différents régimes de LCO identifiés.

à l'impact entre le jet d'entrée et les parois du GLCC ; une partie du liquide est donc poussée jusqu'au-dessus du niveau de l'entrée (tout en gardant une composante de vitesse azimutale).

Avant d'aborder les différents régimes observés ainsi que les causes de leur déclenchement, il convient de discuter brièvement du vortex gazeux, l'air étant le responsable du transport LCO. Aucune publication n'a rapporté des mesures locales de vitesse dans la partie supérieure du GLCC, l'analyse qui va suivre doit être considérée avec une certaine prudence.

On pense que le vortex gazeux doit présenter une structure similaire au vortex liquide (en se basant sur les constatations de [Erdal2001a] ; on rappelle que ses mesures concernent un écoulement monophasique) : le gaz près des parois est ascendant, et son écoulement peut admettre une zone d'inversion près du centre de la conduite. Compte tenu de l'asymétrie de l'écoulement, l'amplitude des vitesses ascendantes n'est pas uniforme dans une section donnée : les vitesses axiales moyennes locales peuvent être donc bien supérieures à la vitesse superficielle de l'air. Ceci est particulièrement vrai près de la zone d'injection du mélange. Enfin, on peut imaginer qu'une partie du flux gazeux va se diriger vers la partie inférieure du GLCC (surtout que

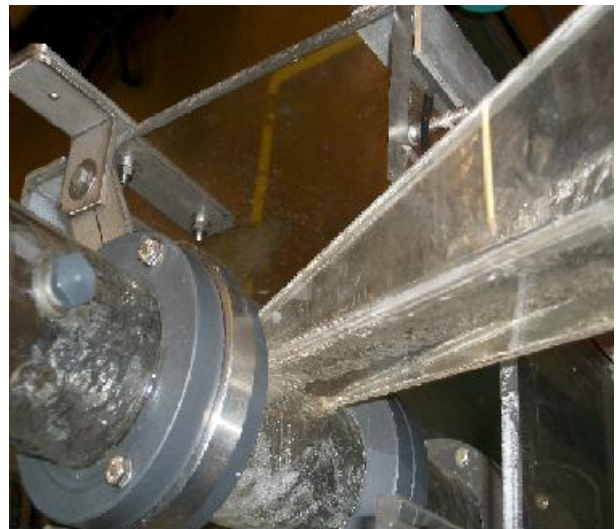


FIGURE 5.17 – Film liquide tourbillonnant au-dessus de la buse d'entrée, lors d'un fonctionnement normal (sans LCO) du GLCC.

l'entrée est inclinée vers le bas). Le passage étant obturé par la présence du vortex liquide, l'air doit remonter vers le haut, et ce *essentiellement depuis la région proche de la paroi et à grande vitesse* (surtout qu'une partie de la section effective d'écoulement est occupée par du gaz se dirigeant vers le bas) en raison de l'analyse précédente.

**5.3.1.1.1 Le régime de bouillon** Ce régime est très chaotique et turbulent, et n'est observé que pour les débits d'eau moyens ou importants. *Il est dû à la déstabilisation du film liquide situé au-dessus de l'entrée.* En fait, cette nappe liquide reste stable jusqu'à un débit d'air donné (bien qu'elle puisse osciller); au-delà, elle entame des oscillations importantes et des gouttes d'eau sont éjectées par des mécanismes qui nous semblent similaires à l'instabilité de Rayleigh-Taylor. La déstabilisation de cette masse de liquide est en grande partie due à l'air ascendant (comme discuté précédemment) qui essaie de la soulever.

Le LCO en bouillon semble similaire au phénomène d'engorgement (Section 2.2.6). A partir d'un débit de gaz donné, l'air ne se contente plus de passer au centre et de laisser le liquide descendre près des parois. Il souffle le film de liquide et le déstabilise, le transformant en bouillon.

Lorsque la nappe est déstabilisée, une partie des gouttes qu'elle éjecte est centrifugée jusqu'à la paroi. Elles s'y écrasent et retombent parfois en formant des ondes en forme de V (les vitesses locales dans un écoulement en bouillon peuvent souvent pointer vers le bas). D'autres gouttes sont éjectées à des vitesses assez importantes, atteignent la sortie supérieure et initient le LCO. On note que pour les débits d'eau les plus importants (à partir de  $7\text{ m}^3/h$  environ, soit  $V_{s,c,l} \simeq 0,48\text{ m/s}$ .  $V_{s,c,l}$  est la Vitesse Superficielle ramenée à la section du Cyclone.), les gouttes qui initient le LCO ne sont pas nécessairement éjectées à grande vitesse. En fait, une fois que la paroi du GLCC est mouillée par les gouttes qui s'y écrasent, le choc des petites gouttelettes avec la paroi mouillée ne conduit plus nécessairement à leur étalement. Elles rebondissent sur les parois tout en remontant vers la sortie supérieure : la vitesse du gaz est faible, et leur inertie n'est pas suffisante pour qu'elles s'écrasent à la paroi.

Ce mode de LCO s'initiant donc sous la forme de gouttes de liquide, le transport de liquide vers le haut est faible (voire négligeable) lorsque le débit d'air est proche de la limite d'entraînement, comme on peut le constater d'après les Figures 5.14 et 5.15. Lorsque le débit d'air est encore poussé, c'est tout le bouillon qui envahit assez rapidement la partie supérieure du GLCC, et la quantité de liquide transporté peut devenir très importante. La hauteur de la partie supérieure du GLCC joue alors un rôle secondaire; si elle peut empêcher les gouttes éjectées depuis la nappe de liquide d'atteindre la sortie supérieure, elle ne peut empêcher le régime en bouillon de s'installer au-dessus de l'alimentation. Une fois que ce régime a pris le relai du régime à gouttelettes, le mouvement tourbillonnaire dans le vortex gazeux est rapidement détruit : l'effet de centrifugation est très fortement atténué, et la hauteur de la conduite supérieure ne joue dès lors qu'un rôle négligeable.

Selon le modèle théorique de TUSTP (Section 2.5), pour éviter qu'un LCO en bouillon n'ait lieu dans le GLCC, la hauteur de la partie supérieure du cyclone doit être suffisamment importante pour que les gouttes soient centrifugées jusqu'à la paroi avant qu'elles n'atteignent la sortie supérieure. Ce calcul est effectué sans tenir compte de l'atténuation importante du mouvement tourbillonnaire du gaz, causée par le régime en bouillon. *Le modèle de TUSTP est donc inadéquat pour estimer correctement la limite de déclenchement du LCO en bouillon.*

On remarque d'après la Figure 5.14, que pour une vitesse superficielle d'eau aux alentours de  $0,2\text{ m/s}$ , le débit d'air nécessaire pour initier le LCO décroît très rapidement. Pour mieux cerner l'origine du phénomène, on a tracé sur la Figure 5.18 la limite du LCO, ainsi que la limite de déclenchement de l'écoulement en bouchons dans la conduite d'entrée. On remarque que l'apparition

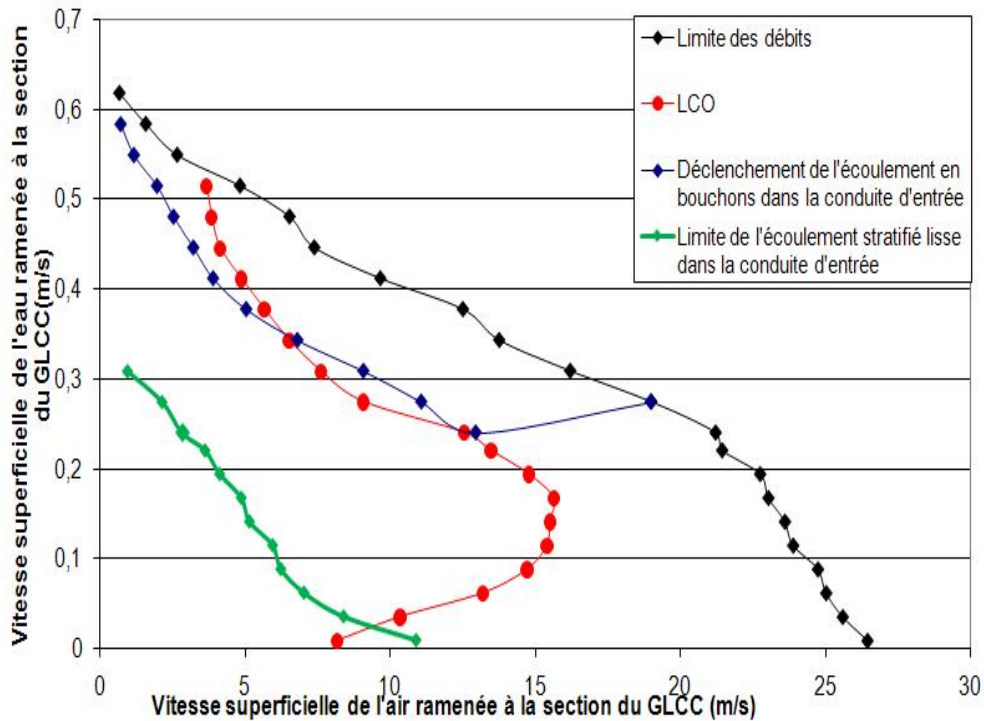


FIGURE 5.18 – Courbe de LCO et limites des régimes stratifié lisse et à bouchons dans l'entrée du GLCC.

des bouchons dans l'entrée du GLCC facilite l'initiation du LCO. En fait, on a observé expérimentalement qu'une succession rapide de plusieurs bouchons déstabilise fortement la nappe de liquide tourbillonnant, et ce d'une manière un peu similaire au phénomène de résonance. Le film liquide déstabilisé éjecte alors violemment un nuage de gouttes qui atteignent la sortie supérieure du séparateur. Dans le but de confirmer cette constatation, on a effectué des mesures simultanées de pression dans l'entrée du GLCC et au niveau du film liquide tourbillonnant (juste au-dessus du niveau d'entrée), et ce pour les couples de débits qui déclenchent le LCO en bouillon. La densité spectrale des signaux de pression a montré que les fréquences propres de l'écoulement à l'entrée restent dominantes au niveau de la nappe liquide déstabilisée.

Finalement, une seconde raison de ce LCO précoce est l'agitation importante du film liquide. Comme on l'a déjà mentionné dans le Paragraphe 5.2.1, à partir d'une vitesse superficielle de l'eau voisine de 0,25 m/s (rapportée à la section du GLCC) et pour laquelle la limite LCO est brutalement décalée à gauche, le liquide arrive à faire un tour complet du GLCC et à impacter le mélange d'entrée. L'agitation importante impliquée favorise la déstabilisation du film liquide. *L'air est aussi obligé de souffler dans le liquide pour se frayer un chemin.* Un LCO précoce s'ensuit donc.

**5.3.1.1.2 Le LCO pariétal** Le LCO pariétal correspond au LCO annulaire ou au LCO en rubans : l'eau transportée vers la jambe de sortie supérieure longe les parois du GLCC ; il n'y a pas de gouttes éjectées.

Ce mode de transport est lié à des vitesses excessives du gaz. L'air traîne le liquide vers le haut ; ce dernier est maintenu par la force centrifuge sur les parois du GLCC. Pour des vitesses de gaz encore plus importantes, le vortex gazeux arrive à véhiculer tout le LCO à travers des chemins préférentiels (compte tenu de l'asymétrie de l'écoulement) : le LCO annulaire devient ainsi un LCO en rubans.

Pour les faibles débits d'eau, et lorsque les débits d'air ne sont pas suffisants pour initier de LCO, des rubans sont tout de même arrachés depuis le film liquide. Toutefois, en remontant, le gaz perd de plus en plus d'énergie, étant donné qu'il est obligé de transmettre une partie de sa quantité de mouvement à l'eau (qui en dissipe une partie par frottement contre la paroi). La contre-pression due aux rubans augmente. Les rubans commencent donc à ralentir, et finalement, n'arrivent plus à avancer : l'eau commence à s'accumuler sous la forme d'un film liquide tourbillonnaire alimenté par les rubans qui coalescent avec lui. Ce dernier devenant de plus en plus lourd, il commence à descendre à contre courant pour trouver une position stable au-dessus de l'entrée.

Pour certains débits d'eau, une partie des rubans arrive à franchir la sortie supérieure ; cependant, en raison des pertes de charge singulières au niveau du coude, l'eau finit par former une nappe qui retombe, et le LCO s'arrête. C'est ce qu'on entend par LCO transitoire en rubans. Le LCO annulaire transitoire est similaire, sauf que l'intensité du vortex gazeux n'est plus suffisante pour rassembler l'eau sur des chemins bien déterminés.

En conclusion, ce mode de LCO est donc lié à une traînée excessive. Plus le rétrécissement au niveau de la buse d'entrée est strict, plus l'asymétrie du vortex gazeux sera prononcée, et par la suite, les vitesses ascendantes locales peuvent être plus importantes. Un rétrécissement strict au niveau du convergent d'entrée induit bien sûr un champ centrifuge intense (donc une bonne séparation), mais risque aussi d'entraîner prématurément un LCO par court-circuitage. Comme on peut le conclure depuis la Figure 5.18, la buse peut résulter en un LCO prématuré, alors que le régime d'écoulement à l'entrée est stratifié lisse.

Pour les cas où le LCO est initié sous forme de bouillon, l'augmentation du débit de gaz et par la suite de l'intensité du vortex gazeux aboutit à une "stabilisation" de l'écoulement et une réduction du chaos. Le champ centrifuge pousse le liquide jusqu'aux parois ; ainsi il ne vient plus obturer le passage du gaz qui emprunte le cœur de l'écoulement. Le LCO en bouillon devient ainsi annulaire, ou en rubans pour des débits d'air encore plus importants (voir Fig.5.14).

Cette observation est importante et doit être prise en considération lors du dimensionnement d'un GLCC muni d'un extracteur de liquide (voir Section 2.6.4). L'extracteur de liquide n'est en fait efficace que si le LCO se fait pariétalement. Un tel GLCC doit donc être muni d'un convergent sévère pour favoriser l'établissement d'un LCO pariétal par rapport à un LCO en bouillon.

### 5.3.1.2 Discussion de l'allure de la courbe de LCO

Le LCO dans le GLCC n'est jamais déclenché par des gouttes provenant directement de l'entrée<sup>6</sup>. Tout le liquide provenant de l'entrée vient s'écraser sur les parois du GLCC, formant un film liquide : *le LCO est causé par du liquide réentraîné depuis ce film.*

Théoriquement, on pense que la limite de déclenchement du LCO ne peut dépasser celle de l'établissement d'un écoulement annulaire parallèle (on entend par écoulement parallèle, un écoulement gaz-liquide en conduite n'admettant pas de composante de vitesse azimutale<sup>7</sup> (Section 2.2).) ascendant dans une conduite de diamètre égal à celui du GLCC. Une fois que le débit de gaz atteint cette limite, les contraintes d'interaction entre les phases (qui sont encore plus importantes du fait

6. Ainsi, les différentes corrélations décrivant la distribution des tailles et des vitesses des gouttelettes dans l'écoulement d'entrée ne peuvent servir pour effectuer des simulations lagrangiennes.

7. Une définition plus rigoureuse serait de parler d'écoulements établis ; dans la réalité, même dans les écoulements gaz-liquide qualifiés de "parallèles", la composante azimutale moyenne des vitesses n'est pas nulle, compte tenu de l'existence d'écoulements secondaires. Toutefois, son amplitude reste faible comparée à la vitesse axiale (c'est pour cette raison d'ailleurs que les écoulements engendrés sont qualifiés de secondaires).



de l'existence de la composante de vitesse tangentielle) font qu'il va obligatoirement entraîner du liquide avec lui vers le haut.

On peut observer sur la Figure 5.14 qu'une vitesse superficielle de l'air de 16 m/s (vitesse susceptible d'initier un régime annulaire pour un écoulement vertical air-eau *parallèle*, dans une conduite de taille comparable au diamètre de notre GLCC) ne peut être dépassée sans qu'il n'y ait LCO. Ainsi, notre buse, et pour les débits d'eau intermédiaires, pousse les performances de séparation jusqu'au maximum.

[Kouba1995b] avait cependant noté (voir Fig.2.12) que le débit de gaz peut dépasser la limite de transition vers un régime annulaire sans qu'il n'y ait LCO ; on pense que ceci est simplement dû à une estimation non convenable de cette limite.

Pour les faibles débits d'eau, on remarque d'après la Figure 5.14 que le débit d'air nécessaire pour déclencher le LCO croît avec le débit de liquide. Le phénomène est observé pour la première fois, et son explication n'est pas aisée.

En fait, plus le débit d'eau est important, plus il y aurait d'eau disponible au-dessus de l'entrée, et donc susceptible d'être sujette à l'entraînement. Ainsi, lorsque le débit d'eau augmente (tout en restant dans la limite des faibles débits), l'air véhicule plus de liquide vers le haut ; il a donc besoin de plus d'énergie pour compenser la perte de charge résultant de l'interaction liquide/paroi. Le débit d'air nécessaire pour combler ces pertes augmente donc avec le débit de l'eau, et ceci jusqu'à ce que la limite de transition vers un écoulement annulaire soit atteinte. En plus, le fait que la quantité de liquide au-dessus de la paroi augmente avec le débit d'eau, résulte en une contre-pression plus importante.

Pour confirmer notre analyse, on a effectué de nouveaux tests sur l'initiation du LCO pour les faibles débits d'eau. Contrairement aux expériences précédentes où l'on séchait les parois du GLCC avant chaque manipulation, cette fois-ci, pour un débit d'eau fixé, on montait graduellement le débit d'air. Ainsi, lorsque la limite est inférieure à la limite du LCO, les rubans retombent sous forme d'une nappe de liquide. Le débit d'air est ensuite légèrement augmenté : cette fois les rubans ne peuvent plus se déclencher, la nappe d'eau étant bien compacte pour être véhiculée par le vortex gazeux. Chaque fois que le débit de gaz est augmenté, la nappe d'eau gagne en étendue. Procédant ainsi, la limite du LCO peut être poussée par rapport aux expériences précédentes, ceci jusqu'à une vitesse superficielle de l'air voisine de 16 m/s (Figure 5.19). Au-delà, l'air déstabilise la nappe liquide et crée un bouillon. Cette amélioration est due au fait que le court-circuitage du liquide sous forme de rubans (résultant des vitesses de gaz excessives) est ainsi empêché.

La Figure 5.19 montre clairement qu'il nous a été impossible de franchir la vitesse superficielle d'air de 16 m/s sans initier du LCO. Notre analyse est ainsi confirmée.

En ce qui concerne les gros débits de liquide, comme observé par les autres expérimentateurs (voir Paragraphe 2.4.1), le débit d'air nécessaire pour initier le LCO décroît avec l'augmentation du débit de liquide. Comme on l'a déjà évoqué, ceci est en partie dû à la déstabilisation de la nappe de liquide par le retour du liquide sortant de la buse, et au phénomène de bouchons à l'entrée. Pour cette gamme de débit, on pense que l'utilisation d'un amortisseur de bouchons devrait remédier partiellement au problème. Un diamètre du GLCC plus important, et qui empêcherait le retour du liquide jusqu'au niveau de l'entrée, est sans doute nécessaire pour pousser le LCO jusqu'à la limite théorique maximale.

On peut aussi ajouter que puisque la quantité de liquide disponible au-dessus de l'entrée croît avec le débit du liquide, la section effective d'écoulement du gaz dans proche de la zone d'injection rétrécit. Les vitesses ascendantes locales du gaz augmentent donc, et peuvent entraîner cette déstabilisation rapide de la nappe de liquide avec l'augmentation du débit de ce dernier.

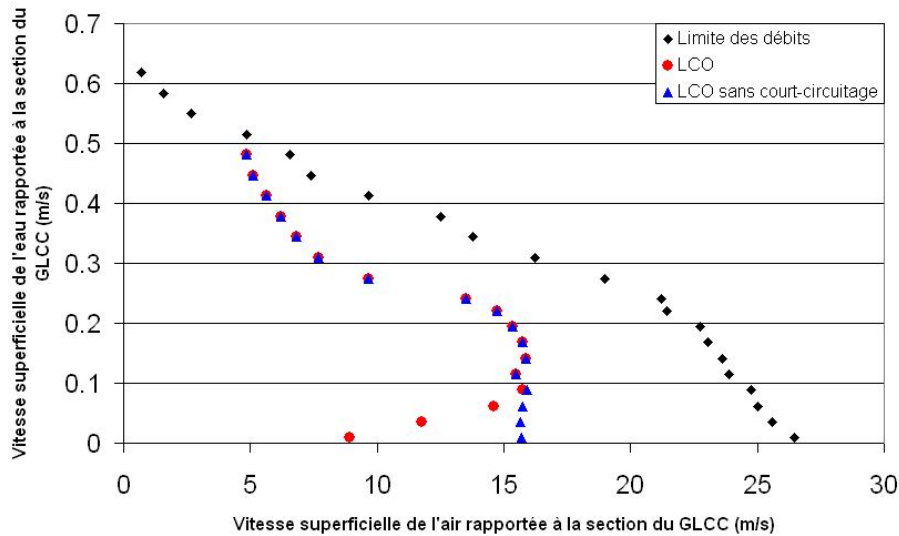


FIGURE 5.19 – *Limite du LCO avec/sans empêchement du court-circuitage des rubans.*

On mentionne qu'on a réalisé d'autres expériences en changeant les paramètres de la conduite de sortie. L'orientation de celle-ci n'influence pas le déclenchement du LCO, ce qui est conforme à notre analyse. D'autres expériences ont été menées en remplaçant le coude de la sortie supérieure par un T (deux coudes). On pensait que le ralentissement du gaz au niveau de la sortie devrait limiter le court-circuitage des rubans. Une légère amélioration fut constatée, sans qu'elle ne soit importante.

Finalement, la hauteur de la partie supérieure du GLCC a été diminuée de 30 cm, en enlevant deux tronçons au système. La limite du LCO du GLCC raccourci n'est que faiblement altérée par rapport à celle du système initial (Figure 5.20). Ce résultat, conforme à notre analyse, montre que la hauteur de la partie supérieure du GLCC joue un rôle secondaire. Cependant, elle ne doit pas être inférieure à la hauteur que peut atteindre la nappe de liquide avant sa déstabilisation pour l'empêcher de gagner la sortie supérieure. A savoir que lorsque le débit de liquide est faible et le le débit de gaz est important, la nappe liquide est étalée en un film mince sur une hauteur importante (de l'ordre d'une soixantaine de centimètres dans notre GLCC).

La stratégie de modélisation adoptée par TUSTP pour calculer la hauteur de la partie supérieure du GLCC, et qui se base sur la hauteur suffisante pour que les gouttes rejoignent la paroi, est donc limitée et ne prend pas correctement en compte le comportement réel du système. En fait, une fois que des gouttes sont éjectées depuis la nappe de liquide, une augmentation assez faible du débit de gaz conduit à l'installation d'un écoulement en bouillon dans la partie supérieure du GLCC : dans ce cas, le rôle de la hauteur de la conduite devient secondaire, voire négligeable. En effet, la présence du bouillon détruit le mouvement tourbillonnaire du gaz. Les gouttes éjectées atteignent la sortie supérieure sans qu'elles ne soient centrifugées jusqu'aux parois.

### 5.3.2 Comparaison aux résultats de la bibliographie

Nous allons nous contenter de comparer les performances de notre GLCC en terme de LCO, aux résultats obtenus par [Wang2000] qui avait utilisé un système de commande, pour maintenir le niveau du vortex au-dessous du niveau d'entrée. Les résultats issus des autres études de TUSTP où le GLCC fonctionnait en mode "Stand-alone" sont évidemment moins bons que ceux de [Wang2000]

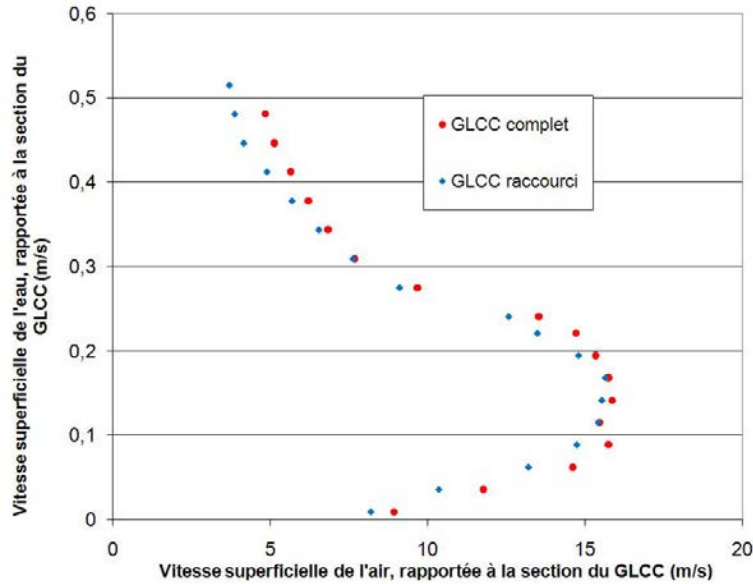


FIGURE 5.20 – Influence de la hauteur du GLCC sur le déclenchement du LCO.

pour les gros débits d'eau. Sinon, ils sont comparables étant donné que seule la hauteur du GLCC est légèrement modifiée.

La comparaison est illustrée sur la Figure 5.21. Elle montre que notre GLCC présente des performances supérieures en termes de LCO, bien que le GLCC de [Wang2000] ait un diamètre supérieur au nôtre (7,6 cm contre 7,2 cm) (les différentes dimensions du GLCC utilisé par [Wang2000] sont données dans le Tableau 2.1).

Ceci est dû à plusieurs raisons :

- ⇨ La raison principale est sans doute que notre buse possède une section de sortie plus adaptée. La dimension de sortie de la buse utilisée par [Wang2000] est d'environ  $10,2 \text{ cm}^2$ , tandis que pour la nôtre cette section est d'environ  $6,4 \text{ cm}^2$ . Pour les mêmes couples de débits, l'intensité tourbillonnaire doit être supérieure dans notre GLCC. La preuve est qu'on arrive à pousser ses limites jusqu'à la limite théorique maximale, qui correspond à la transition à un régime annulaire.
- ⇨ Comme discuté dans la Section 4.4, la forme rectangulaire de notre buse doit permettre une séparation meilleure. Toutefois, il est difficile d'estimer l'amélioration apportée par la géométrie, sans la comparer aux performances d'une entrée circulaire de même section.
- ⇨ Une dernière raison peut être la géométrie carrée de notre entrée. Il est en fait possible, qu'une conduite carrée, par rapport à une conduite circulaire, permette une meilleure séparation des phases, et inhibe la transition vers le régime de bouchons préjudiciable. Cependant, et compte tenu des connaissances scientifiques actuelles, il n'est pas possible d'estimer correctement l'influence de ce facteur.

## 5.4 La partie inférieure du GLCC

L'écoulement dans la partie basse du séparateur est complexe. Pour tenter de mieux comprendre son hydrodynamique, on va commencer par isoler les régimes de vortex, en s'inspirant de l'approche de [Gomez2001]. Ainsi, on pourra décrire les différents comportements en se basant sur le comportement macroscopique du vortex inférieur.

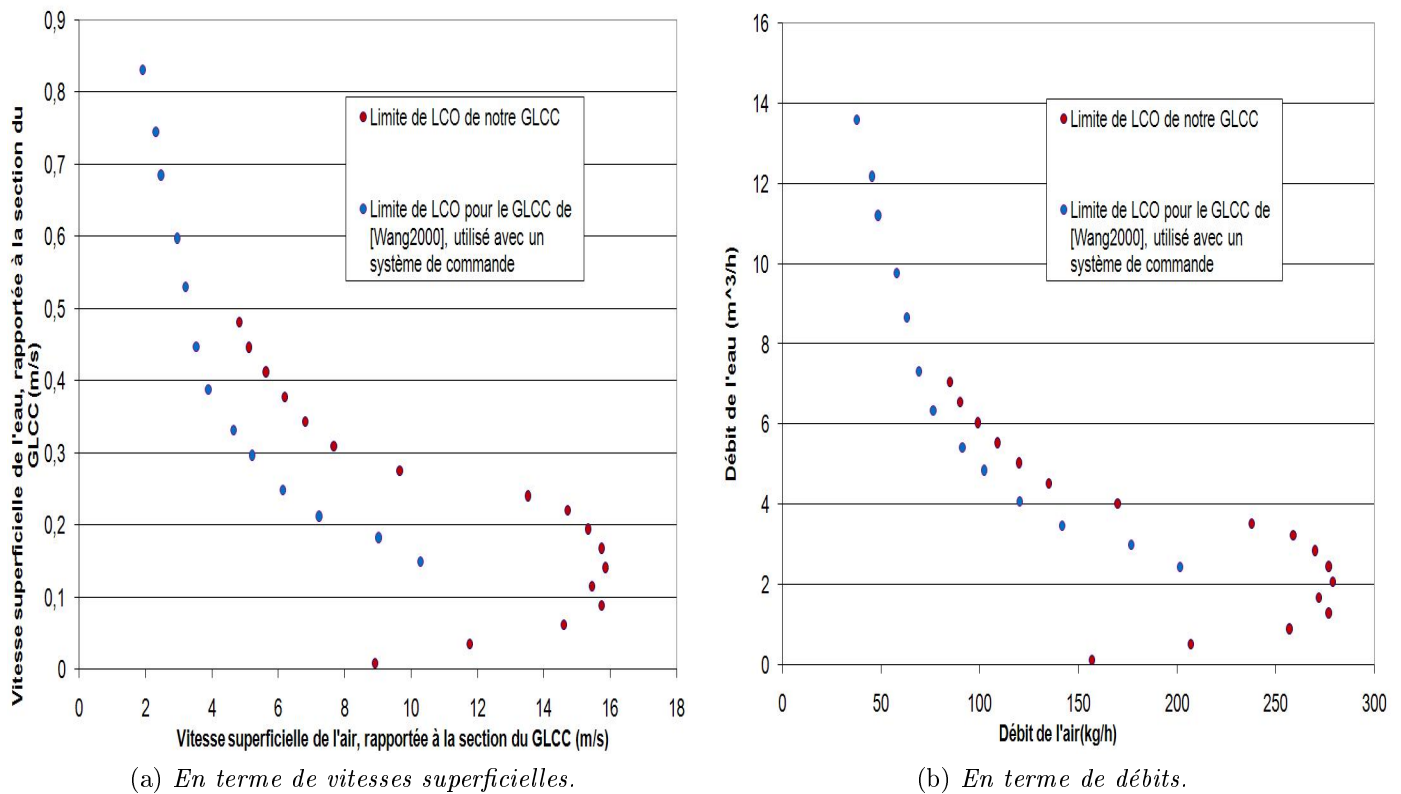


FIGURE 5.21 – Comparaison de la limite de LCO avec celle du GLCC utilisé par [Wang2000].

### 5.4.1 Les formes du vortex

On a commencé par investiguer les différentes topologies du vortex inférieur, en maintenant le niveau de la couronne du vortex vers  $x = 20\text{cm}$  (position verticale mesurée depuis le niveau d'entrée, positive vers le bas) ; la position est facilement repérable grâce à la présence d'une bride.

Le lecteur peut se demander pourquoi nous n'avons pas fixé le niveau du vortex au voisinage immédiat de l'entrée. En fait, il y a deux raisons derrière notre choix :

- ⇒ On a gardé une certaine distance de l'entrée parce que le GLCC monté sur le terrain opère sous des débits variables. Il est généralement muni d'un système de commande. Si l'on cherche à maintenir le vortex au voisinage immédiat de l'entrée, le système de commande n'a pas le temps de réagir dans le cas d'un surplus de liquide ; le niveau du liquide dépasserait l'entrée, et un LCO précoce en résulterait.
- ⇒ On a observé que si le niveau du vortex se rapproche trop de l'entrée, l'écoulement s'y perturbe. Comme il a été noté par [Shoham1998], une certaine distance depuis le niveau d'entrée est nécessaire pour aboutir à une intensité tourbillonnaire optimale.

On a défini quatre régimes différents du vortex dans la partie basse du GLCC (Figure 5.22). La Figure 5.23 montre la carte d'écoulement correspondante lorsque la couronne du vortex est maintenue à 20 cm au-dessous de l'entrée.

- ⇒ L'écoulement à bulles : Il est observé pour les faibles débits de liquide. L'interface principale est quasiment plate ou légèrement bombée : la force centrifuge est faible. Les bulles sont présentes dans toute la partie basse du GLCC. Cependant leur taux de présence diminue lorsqu'on s'éloigne de l'interface principale : une partie est séparée essentiellement par la gravité.

A part dans la zone voisine de l'interface principale, la taille des bulles est d'environ quelques centaines de microns. Lorsque le débit d'air est augmenté, le nombre de bulles augmente.

A partir d'un débit de liquide d'environ  $0,5 m^3/h$ , un filament commence à se former : une bonne partie des bulles arrive à rejoindre le centre du vortex. A ce stade, le filament est éphémère, et perd souvent son intégrité. Ce filament reste présent quand les débits d'eau sont augmentés, et tend à devenir plus stable. Il s'étire toujours jusqu'à la jambe inférieure du GLCC (voir les Figures 5.22b et 5.22c) : le phénomène a déjà été observé par [Gomez2001]. Le filament est le siège de différents types d'ondes dont certaines remontent à contre-courant. Le sujet sera abordé dans la Section 5.4.2

- ⇨ Le vortex à bulles (voir Fig.5.22a,  $V_{s,c,l}$  signifie Vitesse Superficielle du Liquide ramenée à la section du Cyclone) : Pour des débits de liquide plus importants, bien que l'interface principale reste quasiment plate, la présence d'un écoulement en vortex est révélée par les bulles. En fait, près de l'interface principale, les bulles se répartissent sous la forme d'un cône. Le taux de présence des bulles augmente avec le débit de liquide et le débit de l'air.
- ⇨ Le vortex creusé : Pour les débits correspondants, la force centrifuge est suffisante pour que l'interface principale se creuse. La profondeur creusée ne dépasse pas les 15 cm. La région reliant le creux du vortex au filament est agitée ; ce dernier y perd parfois son intégrité. Lorsque le débit de liquide est augmenté, les bulles tendent à devenir plus petites, et leur taux de présence diminue.
- ⇨ Le vortex fort : La profondeur creusée devient très importante et présente des tortuosités. A part dans le filament et dans la zone proche de l'interface principale, extrêmement peu de bulles sont présentes, et leurs tailles sont très petites : elles ne peuvent pas être observées à l'œil nu ; leur présence peut être révélée par de petits reflets de lumière lorsqu'une lampe est braquée sur l'écoulement.

On mentionne que ce vortex oscille à basse fréquence, sans doute à cause des vagues et des bouchons provenant de l'écoulement d'entrée. La partie supérieure du creux du vortex est large et oscille en bloc. Le "nez" du vortex est généralement aigu et de section comparable à celle du filament. Tout en oscillant, il tente de s'allonger dans la zone occupée par le filament (puisqu'elle constitue le cœur du tourbillon, donc une zone de dépression) (Fig.5.24). Lorsque le débit de gaz augmente, le régime à l'entrée devient plus violent. Le nez du vortex tend à s'arrondir et l'amplitude de ses oscillations diminue.



(a) *Vortex à bulles*,  $Q_l = 2,85 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,c,l} = 0,194 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 0 \text{ kg/h}$ . La bride supérieure se situe à 22 cm environ au-dessous du niveau de l'entrée. La distance entre les deux brides sur la photo est de 15 cm.



(b) *Vortex creusé*,  $Q_l = 4,53 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,c,l} = 0,309 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 40 \text{ kg/h}$  ( $V_{s,c,g} = 2,274 \text{ m/s}$ ). La première bride sur les photos (n'apparaît qu'à peine dans la seconde) se situe à 22 cm environ au-dessous du niveau de l'entrée. La distance entre les deux brides sur la photo est de 15 cm.



(c) *Vortex fort*,  $Q_l = 8,55 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,c,l} = 0,584 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 15 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,c,l} = 0,853 \text{ m/s}$ ). La bride supérieure se situe à 22 cm environ au-dessous du niveau de l'entrée. La distance entre les deux brides sur la photo est de 15 cm.

FIGURE 5.22 – Différents régimes d'écoulement dans la partie basse du GLCC.

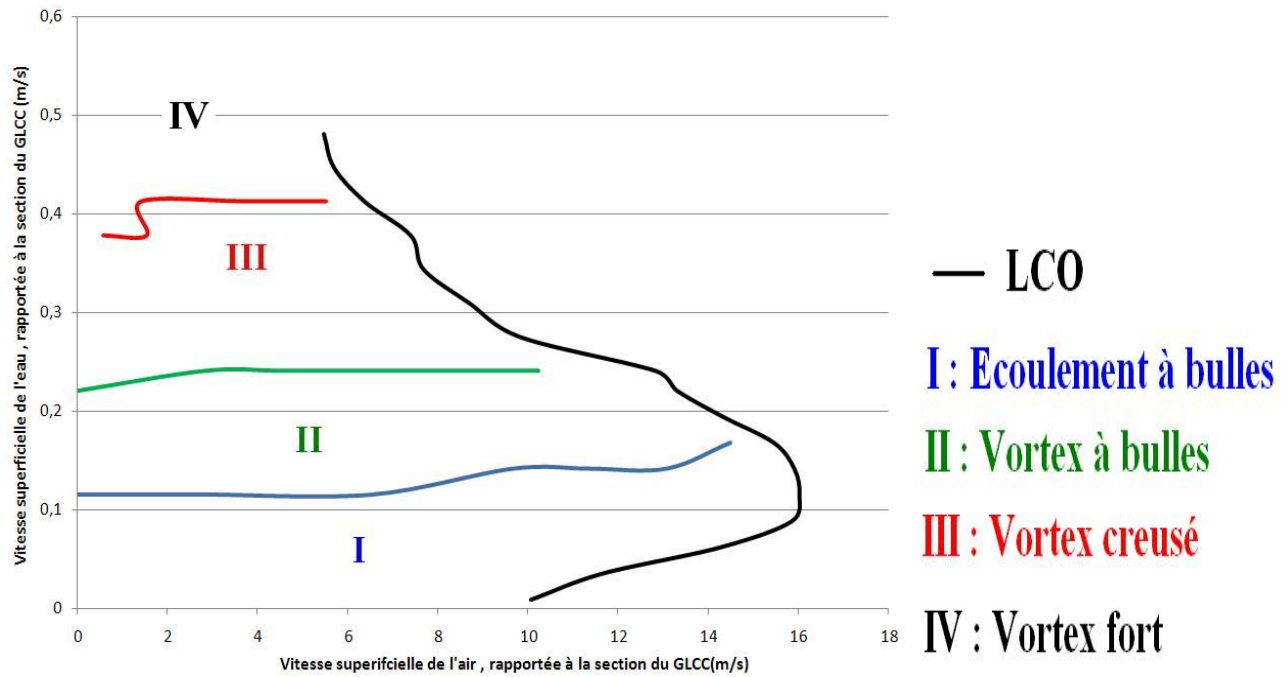


FIGURE 5.23 – Différents régimes d'écoulement dans la partie inférieure du GLCC, la couronne du vortex étant maintenue à  $x=20$  cm.

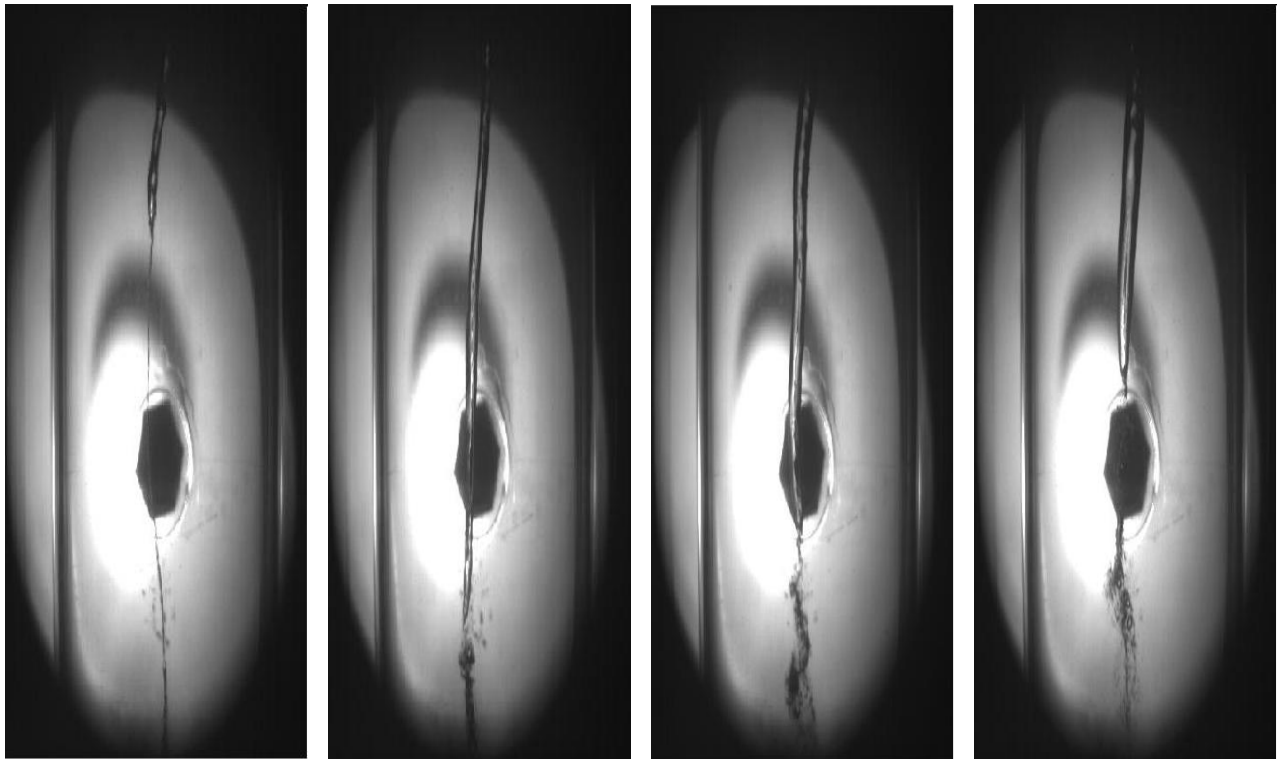
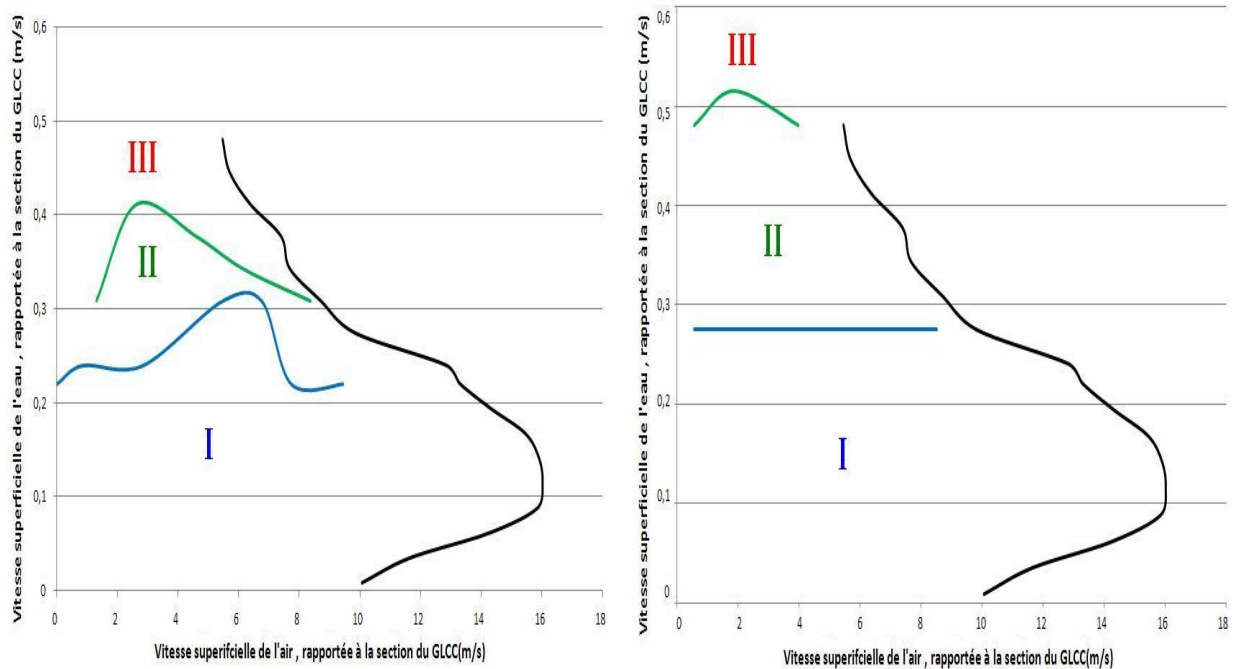


FIGURE 5.24 – Oscillation du “nez” d’un vortex fort.  $Q_l = 9,06 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,c,l} = 0,618 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 10 \text{ kg/h}$  ( $V_{s,c,l} = 0,568 \text{ m/s}$ ). Le niveau du vortex se situe vers  $x=20\text{cm}$ . Le centre du bouchon dans l’arrière plan se situe à  $x=100$  cm environ. L’éclairage est fait à l’aide d’une lampe de chevet. L’intervalle de temps entre les photos consécutives est de 20 ms.

D’autres séries d’expériences ont été conduites en maintenant la couronne du vortex respectivement à  $x = 45\text{cm}$  et  $x = 65\text{cm}$  environ. Les résultats sont montrés sur la Figure 5.25.

Il est évident que lorsque le niveau du vortex baisse, l'intensité tourbillonnaire dans le vortex est atténuée. L'influence de la gravité devient plus importante : le film liquide est accéléré avant d'atteindre l'interface principale. Le taux de présence des bulles augmente. De grosses bulles peuvent être englouties, mais ne peuvent pas trop s'éloigner de l'interface principale.



(a) Niveau de la couronne du vortex fixé à  $x=45$  cm. (b) Niveau de la couronne du vortex fixé à  $x=65$  cm.

— LCO

**I : Ecoulement à bulles**

**II : Vortex à bulles**

**III : Vortex creusé**

**IV : Vortex fort**

FIGURE 5.25 – Régimes d'écoulement dans la partie inférieure du GLCC lorsque le niveau du vortex est baissé.

## 5.4.2 Le filament de bulles

Les bulles présentes dans l'écoulement agissent comme un traceur : elles permettent de visualiser le cœur du tourbillon, sous la forme d'un filament.

L'expérience montre que, conformément à ce que nous avons prédit à partir de nos simulations numériques (dans la Section 4.3.2), *le filament effectue bien un mouvement de précession autour d'un axe imaginaire. C'est cette précession qui est responsable des taux importants d'énergie cinétique turbulente au centre de l'écoulement : en fait, si cette énergie cinétique turbulente était due à de la vraie turbulence et non pas à un mouvement cohérent, il aurait été impossible au filament de se former correctement. La turbulence aurait toujours dispersé les bulles dans des sens différents.*

Visuellement, on observe que le filament est le siège de nombreuses ondes dont certaines remontent à contre-courant vers l'interface principale. Lorsque le débit de liquide est important, on



note que des phénomènes de coalescence ont lieu dans le filament : on y observe des bulles beaucoup plus grosses que celles qui sont présentes dans le fluide aux alentours. Une autre observation importante et qui suscite les questions, est que lorsque le vortex est fort (ou creusé avec des débits de liquide importants), le filament est présent, bien qu'il n'y ait que très peu de bulles autour ! Le paradoxe est que le filament a priori, se forme à partir des bulles qui se dirigent radialement vers le centre du GLCC. Il s'étire toujours jusqu'à la sortie basse du GLCC, bien qu'a priori, il devrait ramener les bulles jusqu'à l'interface principale.

On a donc procédé à une visualisation par caméra rapide pour mieux comprendre son hydrodynamique. Les photos révèlent un comportement instationnaire très complexe :

- ⇒ Le filament peut devenir "stable" et "laminaire". Dans ce cas, il semble que les vitesses axiales correspondantes sont descendantes. Les Figures 5.26 et 5.27 montrent le filament après laminarisation. Le suivi de bulles ou de petites poches gazeuses (en fait ce sont des bulles étirées par la champ tourbillonnaire moyen) révèle que la vitesse axiale du filament est dirigée vers le bas.

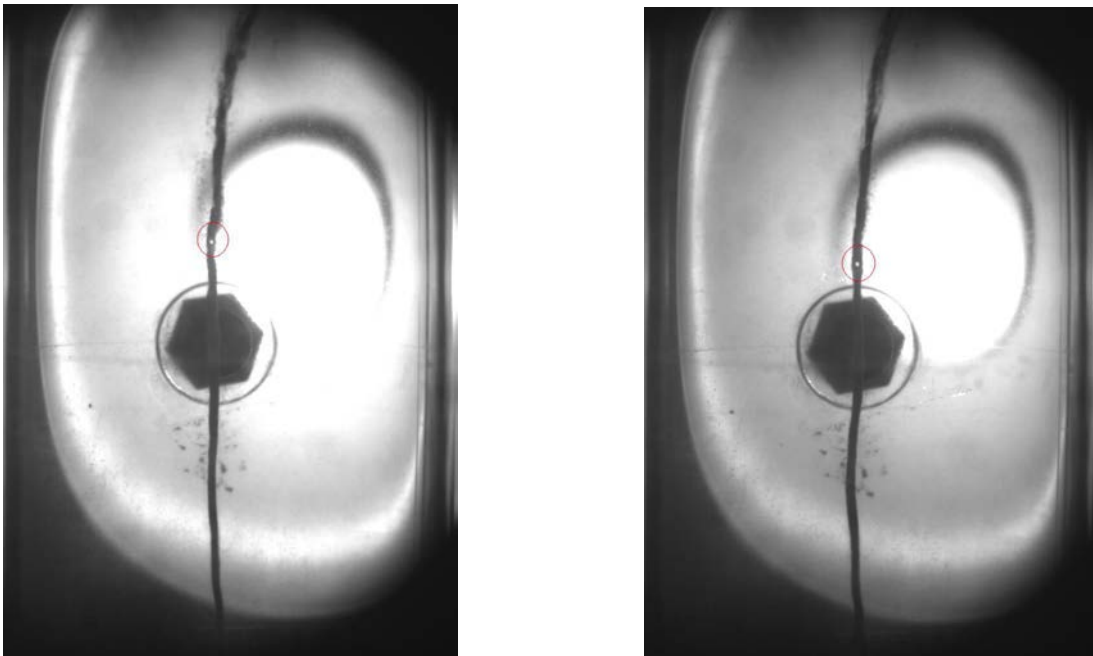


FIGURE 5.26 – *Laminarisation du filament de bulles,  $Q_l = 6,04 m^3/h$  ( $V_{s,c,l} = 0,412 m/s$ ),  $\dot{m}_g = 55 kg/h$  ( $V_{s,c,l} = 3,13 m/s$ ). Le niveau du vortex se situe vers  $x=20cm$ . Le centre du bouchon dans l'arrière plan se situe à  $x=100 cm$  environ. L'éclairage est fait à l'aide d'une lampe de chevet. L'intervalle de temps entre les photos consécutives est de 8 ms.*

La laminarisation du filament est due au fait que la turbulence est atténuée au centre de l'écoulement. En effet, d'après le critère de Rayleigh (Équation 3.1), la force centrifuge a un effet stabilisant au cœur de l'écoulement.

- ⇒ Le filament laminaire est ensuite sujet à une *bouffée turbulente* : cette intermittence qui est caractéristique de la transition laminaire-turbulent, semble confirmer la laminarisation du cœur du tourbillon. Un examen précis des bouffées turbulentes indique qu'elles correspondent à des pannes de tourbillon ambulantes, comme montré sur la Figure 5.28. La vitesse axiale associée à ces bouffées intermittentes est toujours dirigée vers le haut.
- ⇒ Comme montré sur la Figure 5.28, le filament peut contenir des quantités importantes de bulles, bien que l'écoulement ambiant n'en contienne qu'extrêmement peu. La thèse de la cavitation est à éliminer compte tenu de l'ordre de grandeur des pressions mises en jeu. Les

phénomènes de coalescence nous indiquent cependant que le temps de séjour des bulles dans le filament est important. L'explication de ces observations sera discutée au Chapitre 6.

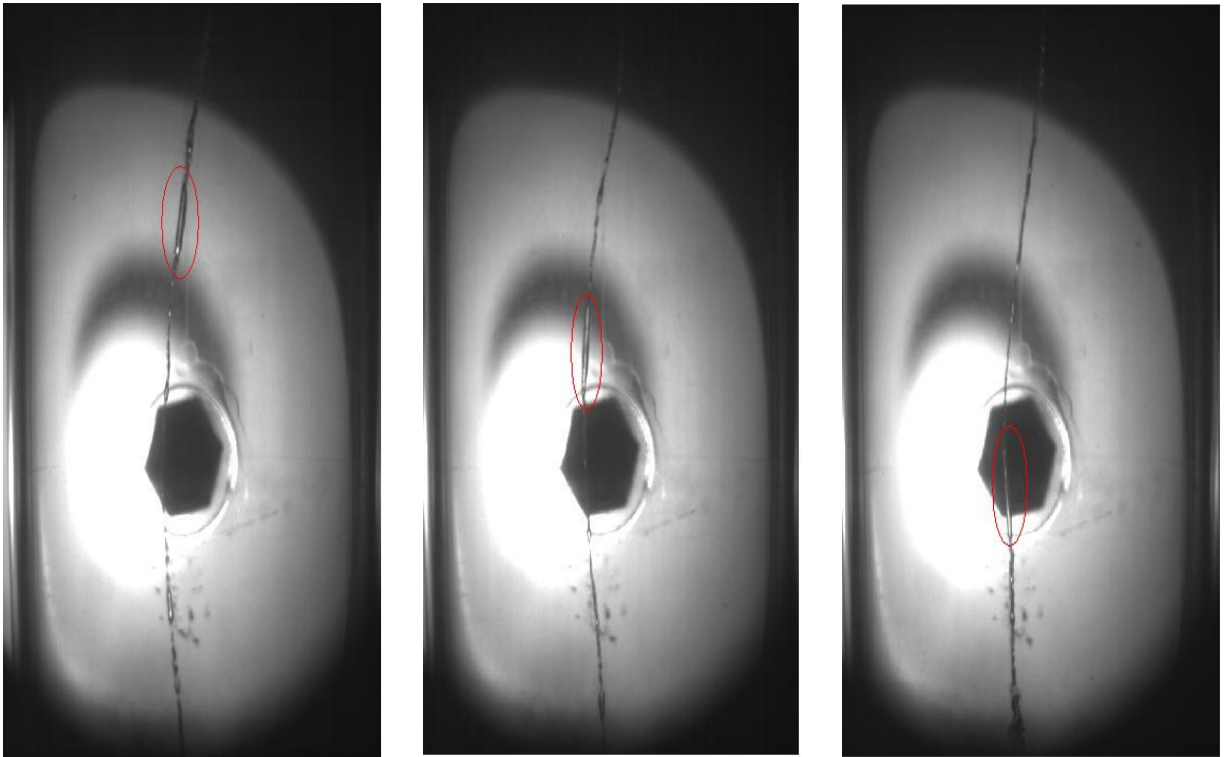


FIGURE 5.27 – *Laminarisation du filament de bulles,  $Q_l = 9,06 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,c,l} = 0,618 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 10 \text{ kg/h}$  ( $V_{s,c,l} = 0,568 \text{ m/s}$ ). Le niveau du vortex se situe vers  $x=20\text{cm}$ . Le centre du bouchon dans l'arrière plan se situe à  $x=100 \text{ cm}$  environ. L'éclairage est fait à l'aide d'une lampe de chevet. L'intervalle de temps entre les photos consécutives est de 16 ms.*

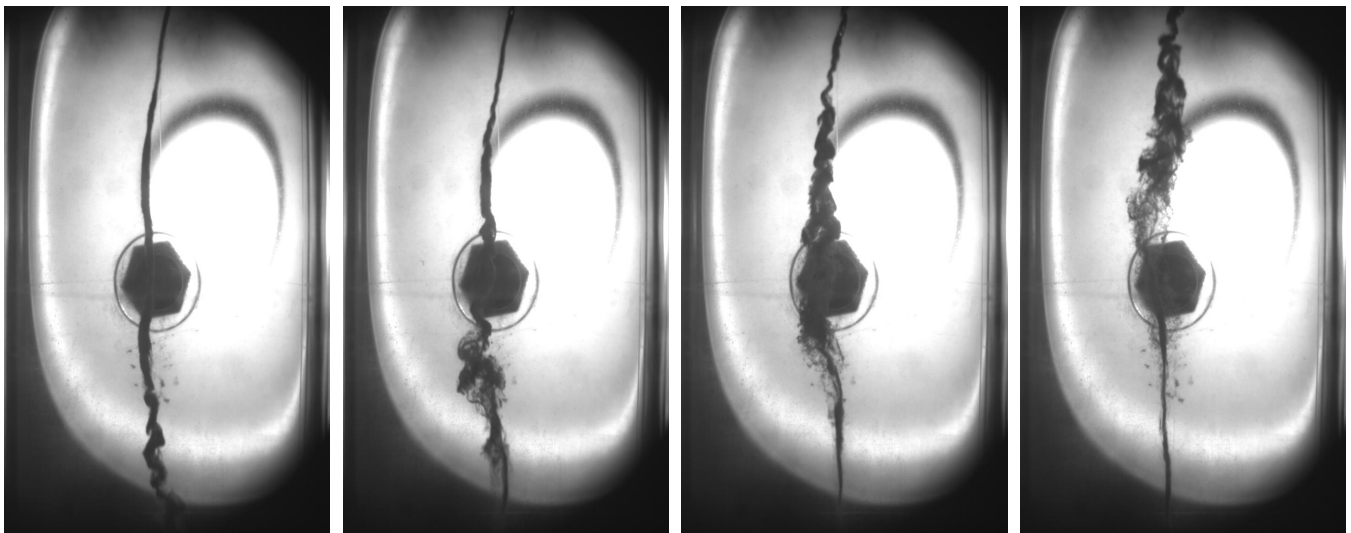


FIGURE 5.28 – *Bouffée turbulente de type panne de tourbillon, traversant le filament déjà montré sur la Figure 5.26. Le pas de temps entre les photos consécutives est de 40 ms.*

### 5.4.3 Estimation du GCU

Selon nos observations, et pour tous les couples de débits possibles, une partie des bulles - parfois infime - arrive à gagner la jambe inférieure du GLCC. Il convient donc de définir des degrés de GCU, plutôt qu'une limite de déclenchement.

Une partie des bulles présentes dans le GLCC est créée au niveau de la buse d'alimentation ; le cisaillement important du mélange génère des interfaces. En effet, on observe de l' "eau blanche" en sortie de la buse.

Toutefois, la plupart des bulles qui se retrouvent dans la partie inférieure du GLCC résultent de l'impact entre le jet de liquide provenant de la buse (sous la forme d'un film mince) et le vortex. Plus le niveau du vortex est bas, plus la gravité peut accélérer la chute du liquide provenant de l'entrée, et plus de bulles vont être créées. Ensuite, le champ centrifuge va agir pour les séparer.

On a défini quatre niveaux de GCU : négligeable, faible, moyen et important. La délimitation de ces niveaux n'est pas aisée ; les bulles sont petites, et la jambe de sortie inférieure n'est pas parfaitement transparente.

Lorsque le niveau du vortex est fixé à  $x = 20\text{cm}$ , et pour tous les couples de débits pour lesquels le GLCC opère sans LCO, le GCU reste extrêmement faible. Il est donc très difficile d'estimer le degré d'entraînement. Lorsque le vortex est fixé à des niveaux plus bas, le GCU devient plus important, et des tendances peuvent être relevées, comme montré sur la Figure 5.29.

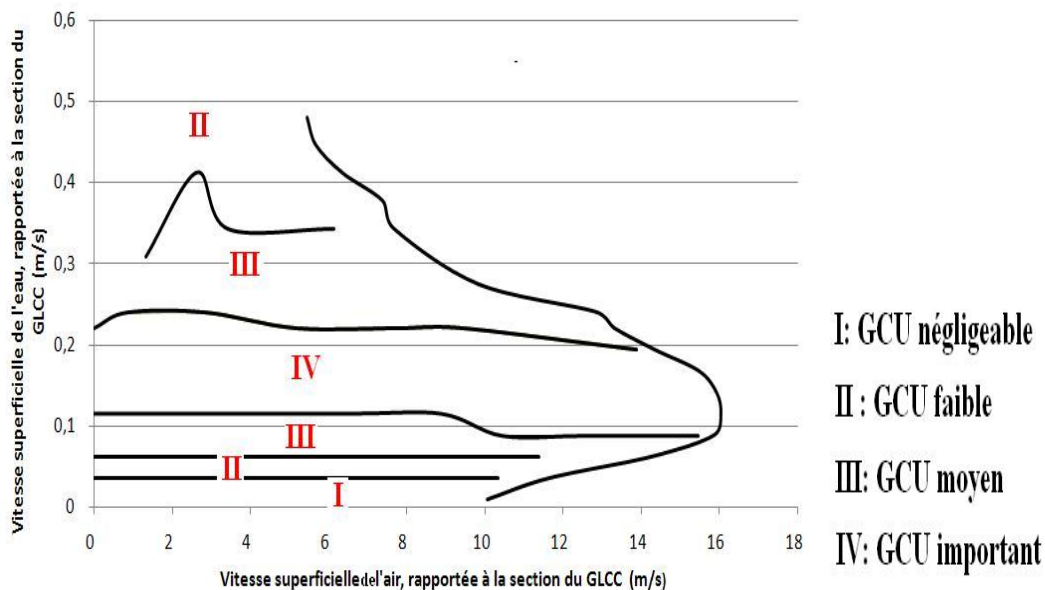


FIGURE 5.29 – Degré de GCU en fonction des débits d'entrée pour un niveau du vortex maintenu vers  $x=45\text{ cm}$ .

En gros, on peut dégager les constatations suivantes :

- ⇒ Pour les faibles débits d'eau, le GCU est généralement faible. Le temps de séjour du fluide est important, et la vitesse superficielle du liquide est faible. La séparation des bulles s'opère par gravité.
- ⇒ Lorsque le débit d'eau augmente, il en est de même pour l'intensité tourbillonnaire. La production des bulles croît jusqu'à un certain débit, où la force centrifuge commence à l'emporter sur la gravité. Au-delà, la génération des bulles ainsi que la taille de ces dernières commencent à décroître. Ce pic de production de bulles correspond à un maximum de GCU.

- ⇨ Pour les gros débits d'eau, on a un vortex profondément creusé. La production des bulles est très faible, l'intensité tourbillonnaire est très forte. Le GCU est dû aux bulles se détachant du filament : à part dans ce filament, on n'observe pas de bulles au voisinage de la jambe inférieure. Ce GCU reste faible tant que le niveau du liquide ne baisse pas trop. Dans nos expériences, le vortex ne s'est jamais étiré jusqu'à la jambe du bas. Cependant, ceci aurait pu être possible si on pouvait monter encore en débit d'eau : si le vortex atteint la sortie inférieure, il conduirait sans doute à un GCU très important. Un casseur de vortex devrait être placé dans le bas du GLCC pour éviter un tel phénomène.
- ⇨ Le GCU est donc maximal pour les débits de liquide intermédiaires. Le GLCC est donc le plus utile si les débits de liquide sont importants. Sauf que pour ces débits là, le LCO peut se déclencher assez rapidement.

#### 5.4.4 Comparaison de taille avec les ballons classiques

Dans le but d'avoir une idée du gain en compacité permis par le GLCC, on a calculé les dimensions des séparateurs classiques qui auraient la même efficacité en terme de LCO. Le calcul se base sur la méthode proposée par [Arnold2008]. Les détails sur les séparateurs classiques ainsi que leur dimensionnement peuvent être trouvés dans l'Annexe B.

Pour chaque débit de liquide, on calcule la taille des séparateurs classiques (horizontaux et verticaux) pour lesquels la limite de LCO serait similaire à celle de notre GLCC. Les séparateurs sont dimensionnés de façon à ce que les gouttes de taille supérieure à 100 $\mu$ m soient séparées dans le corps du système, le matelas dévésiculeur pouvant dans ces conditions séparer les vésicules plus fines. Le temps de rétention du liquide est fixé à 2 minutes, bien que la méthode proposée conseille des temps de séjour plus importants : on pense qu'ainsi notre calcul tiendrait compte de l'éventuel GCU dans le GLCC.

Le Tableau 5.1 présente les dimensions des séparateurs classiques pouvant subvenir à la séparation d'un mélange air-eau, pour un débit de liquide  $Q_l = 7,05 m^3/h$ , et un débit de gaz  $\dot{m}_g = 80 kg/h$  (couple de débits correctement séparé par notre GLCC). Il est évident que le gain

	Ballon horizontal	Ballon vertical	GLCC
Diamètre (m)	0,642	0,763	0,072
Longueur (m)	1,24	1,75	2,5
Volume ( $m^3$ )	0,625	1,05	0,01
Surface projetée au sol ( $m^2$ )	1,24	0,46	0,004

TABLE 5.1 – Dimensions des séparateurs classiques de performances similaires au GLCC pour  $Q_l = 7,05 m^3/h$ ,  $\dot{m}_g = 80 kg/h$  [Jestin2011].

en compacité permis par le GLCC est très important.

Des détails sur le sujet peuvent être trouvés dans [Jestin2011], un projet de recherche à l'École Nationale Supérieure des Mines de Nancy co-dirigé par l'auteur.

## 5.5 Expériences employant un liquide plus visqueux que l'eau

Le pétrole brut étant généralement assez visqueux, il est important d'effectuer des expériences avec des fluides plus visqueux que l'eau pour mieux comprendre le comportement qu'aurait le GLCC opérant sur le terrain, ainsi que pour cerner l'influence de la viscosité sur les performances du système.

Nous avons donc ajouté à l'eau un viscosifiant, la CMC<sup>8</sup>. Des tests rhéologiques ont montré que pour une concentration de 0,3% du produit utilisé, la solution a une viscosité 3,6 fois plus importante que celle de l'eau, tout en gardant un caractère newtonien. La tension superficielle de la solution est modifiée et s'abaisse à 50 mN/m.

La Figure 5.30 compare les limites de LCO lorsque le liquide utilisé est respectivement de l'eau

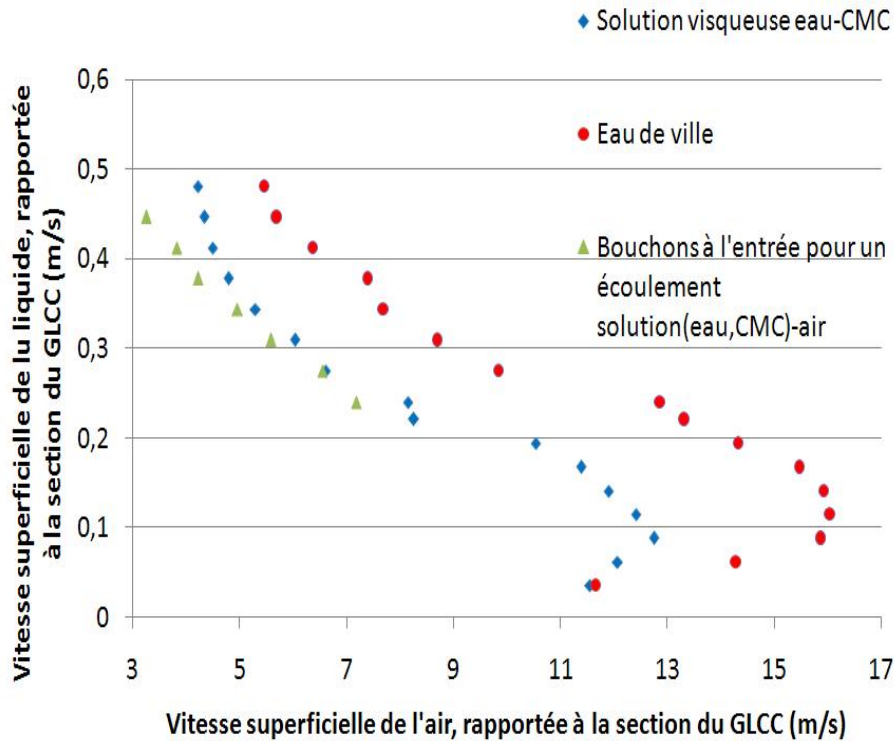


FIGURE 5.30 – Limite de déclenchement du LCO, lorsque le liquide est une solution 3,6 fois plus visqueuse que l'eau.

de robinet et de la solution eau-CMC. Comme prévu, l'augmentation de la viscosité fait croître les contraintes d'interaction entre les phases : l'air arrive à déclencher le LCO plus facilement. La figure montre également le seuil d'initiation de l'écoulement en bouchons à l'entrée du séparateur. Cette limite a été déterminée visuellement sans avoir recours à la caméra rapide. Les résultats montrent encore une fois qu'il existe un lien étroit entre le LCO et le régime intermittent à l'entrée.

On note que lorsque la solution visqueuse est utilisée, le LCO est toujours déclenché sous forme de bouillon, même pour les faibles débits de liquide. En effet, comme pour les faibles débits d'eau, le liquide est soulevé vers le haut sous la forme de rubans (ou parfois en mode annulaire). Pour les expériences employant de l'eau, ces rubans, s'ils n'arrivent pas à rejoindre la sortie supérieure, retombent et finissent par former une nappe liquide mince et stable au-dessus de l'entrée. Le même phénomène se produit dans les expériences employant la solution visqueuse, sauf que la nappe de liquide est ensuite déstabilisée et commence à éjecter des gouttes.

On pense que la déstabilisation de la nappe de liquide est due à un phénomène qui n'a pas été rencontré dans les expériences employant de l'eau. Comme on l'a déjà évoqué dans le Paragraphe 5.3.1.2, pour les faibles débits de liquide et pour des débits de gaz importants, la nappe de liquide au-dessus de l'entrée peut s'étaler sur une hauteur importante. En effet, dans les expériences air-eau, cette nappe garde sa stabilité sans doute puisque l'intensité tourbillonnaire du gaz restait

8. Pour "CarboxyMethylCellulose". Medium viscosity, Eula Biochemica AG.

suffisante pour maintenir le liquide à la paroi. Dans les expériences employant la solution visqueuse, la viscosité du liquide entraîne sans doute une atténuation plus rapide de l'intensité tourbillonnaire du vortex gazeux. L'air donc ne peut plus maintenir le liquide à la paroi, et la nappe se déstabilise et commence à éjecter des gouttes. En effet, expérimentalement, on observe que c'est uniquement la partie supérieure de la nappe qui se déstabilise (on observe une agitation importante, ainsi qu'une augmentation des rugosités hydrauliques), ce qui va dans le même sens que notre raisonnement (l'air n'ayant pas encore perdu trop de son intensité tourbillonnaire maintient la stabilité de la partie inférieure de la nappe liquide).

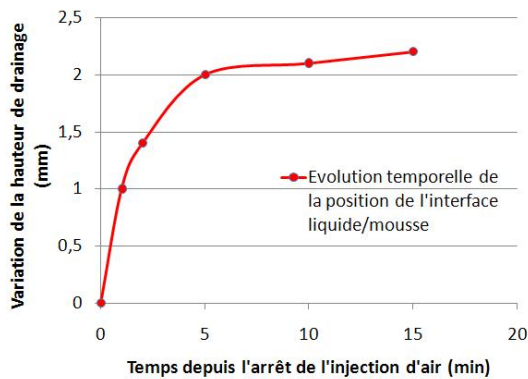
En ce qui concerne l'hydrodynamique dans la partie inférieure du GLCC, l'augmentation de la viscosité entraîne une dissipation importante de l'intensité tourbillonnaire. Par rapport aux expériences air-eau, le champ centrifuge est moins intense et les vortex ont plus de mal à se creuser. *La production des bulles est amplifiée*, sans doute à cause de l'augmentation des contraintes de cisaillement. Au bilan, on observe que le GCU est plus important qu'avec les expériences employant de l'eau.

## 5.6 Expériences employant du liquide à pouvoir moussant

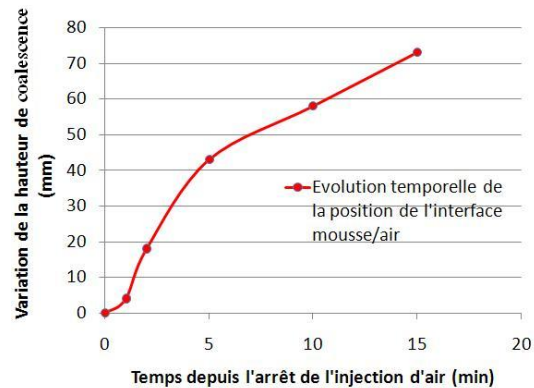
Pour caractériser le potentiel du GLCC à dissiper la mousse, nous avons mélangé des tensioactifs à l'eau. Deux tensioactifs commerciaux ont été testés. On a finalement retenu un produit nommé "Tween 80"<sup>9</sup>, et qui conduit à un moussage pas trop sévère. Une concentration de 0,05% du produit permet de dépasser la concentration micellaire critique.

Les mesures rhéologiques montrent que la viscosité du mélange eau-Tween 80 à 0,05% reste similaire à celle de l'eau. La tension superficielle est d'environ 30 mN/m, ce qui est bien similaire à celles des bruts.

Pour mieux caractériser les propriétés du surfactant, une quantité du mélange est mise dans une éprouvette graduée d'environ 2 cm de diamètre. La mousse est obtenue par bullage d'air comprimé à travers une aiguille d'une seringue de 0,8 mm de diamètre. Le débit d'air est ensuite arrêté, et la variation de la hauteur de la mousse est suivie dans le temps. Les résultats sont montrés sur la Figure 5.31 : la hauteur de drainage correspond à la position de l'interface liquide/mousse, la hauteur de coalescence correspond à la position de l'interface mousse/air.



(a) Évolution de la hauteur de drainage avec le temps.



(b) Évolution de la hauteur de coalescence avec le temps.

FIGURE 5.31 – Caractérisation de la mousse générée dans nos expériences.

9. Tween 80, polyethylene glycol sorbitan monoleate, Sigma Adriel CO. .

Après ces tests de caractérisation préliminaires, nous avons conduit des expériences sur le GLCC opérant avec cette solution à pouvoir moussant.

La Figure 5.32 montre la limite du LCO dans le GLCC opérant avec cette solution, ainsi que le débit d'air à partir duquel le GLCC arrive à dissiper la mousse.

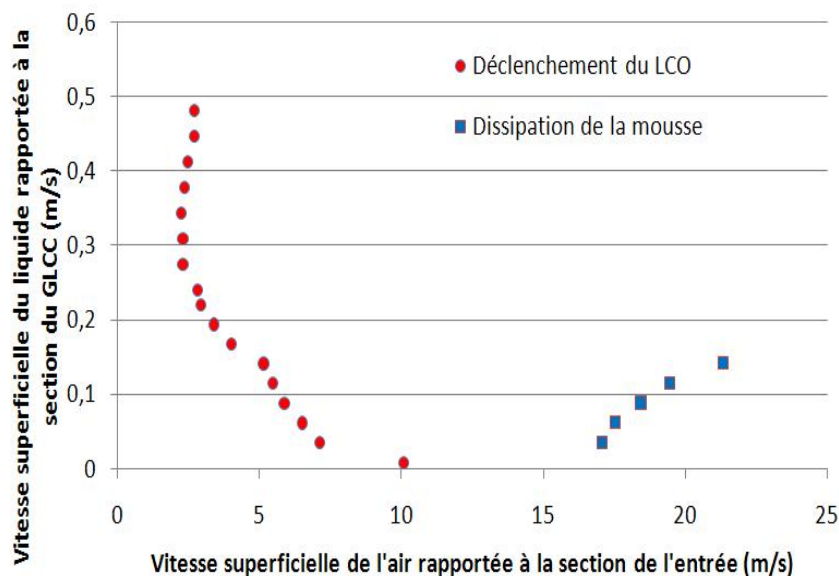


FIGURE 5.32 – Limite du LCO lorsque le GLCC opère avec le fluide moussant.

A part pour le débit de liquide le plus faible où le LCO se déclenche en rubans (ces rubans sont presque entièrement constitués de liquide clair, sans mousse à la surface), le régime du LCO observé est le bouillon (Fig.5.33). La quantité de mousse générée croît rapidement avec le débit du liquide.

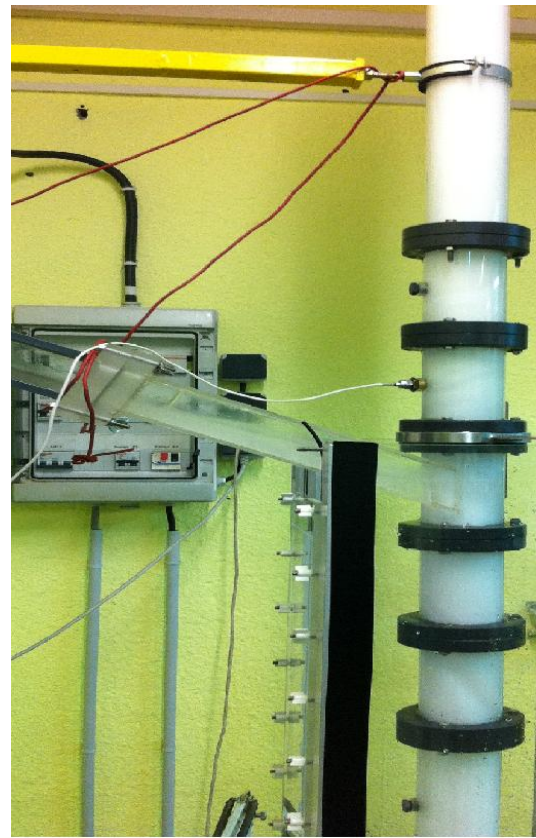
Les résultats confirment que la présence des tensioactifs conduit à un LCO précoce. En fait, les gouttes éjectées depuis le bouillon sont plutôt constituées de mousse. Leur masse volumique se rapproche donc de celle de l'air, et leur séparation devient difficile. La mousse peut se former depuis l'entrée du GLCC, mais on observe qu'elle se génère essentiellement au niveau du film liquide situé au-dessus de l'entrée. L'oscillation de ce film conduit à des productions d'interfaces, qui se stabilisent rapidement à cause de la présence du surfactant et aboutissent ainsi à la formation de mousse. Si le débit d'air est poussé au-delà d'une certaine limite (voir Fig.5.32), le champ centrifuge finit par être capable de dissiper la mousse. Bien entendu, le LCO ne s'arrête pas, mais c'est plutôt du liquide clair sans mousse qui est véhiculé vers la jambe de sortie supérieure. Le débit d'air nécessaire pour casser la mousse croît avec le débit de liquide.

D'après nos observations donc, la mousse se forme majoritairement dans la partie de la nappe liquide éloignée de la buse d'entrée (comme on peut l'observer sur la Figure 5.33a), et où la force centrifuge de l'air (force stabilisante) devient faible. Dans la zone proche de l'entrée, l'intensité tourbillonnaire importante empêche la création de la mousse, et devrait même la dissiper si celle-ci est déjà présente dans le mélange d'entrée.

Il paraît donc qu'une hauteur importante de la partie supérieure du GLCC va favoriser la création de mousse. Si le GLCC doit être employé dans le but de dissiper la mousse, on pense qu'il vaut mieux qu'il soit court. Ainsi la nappe de liquide rejoint la sortie supérieure avant qu'elle ne se déstabilise et ne produise de la mousse.



(a)  $Q_l = 0,91 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,c,l} = 0,062 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 200 \text{ kg/h}$  ( $V_{s,c,g} = 11,37 \text{ m/s}$ )



(b)  $Q_l = 7,05 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $V_{s,c,l} = 0,481 \text{ m/s}$ ),  $\dot{m}_g = 20 \text{ kg/h}$  ( $V_{s,c,g} = 1,137 \text{ m/s}$ )

FIGURE 5.33 – LCO dans le GLCC opérant avec du mélange eau-tensioactifs.

En ce qui concerne la partie basse du GLCC, la présence de surfactants dans le liquide conduit à des GCU très importants. A part pour les faibles débits de liquide, le GLCC n'agit plus comme un séparateur de bulles ; il en génère en grosses quantités. La présence abondante de la mousse empêche la caractérisation de différents régimes d'écoulement.

## 5.7 Étude d'autres buses d'entrée

Outre le diamètre du séparateur, la buse d'entrée est sans doute l'élément le plus important du GLCC, puisqu'elle conditionne directement l'intensité tourbillonnaire. Malgré son importance, aucune étude disponible dans la littérature ne s'est penchée sur la question.

Nous avons décidé d'étudier l'influence de deux nouvelles buses, en espérant confirmer notre analyse des phénomènes. La première est une prolongation de la conduite d'entrée sans rétrécissement. La deuxième (qu'on appellera buse 2) a une géométrie similaire à la buse déjà testée, sauf que le convergent est plus strict. A son intersection avec le GLCC, le côté inférieur de la buse fait 7 mm (contre 12 mm pour la buse précédente).

On rappelle que la buse conditionne les pertes de charge et donc la pression à l'entrée, et peut décaler légèrement les limites de transition de régimes à l'entrée du GLCC. Elle influence fortement les débits maximums disponibles.



### 5.7.1 Le LCO

La Figure 5.34 la limite du LCO pour les différentes buses étudiées. Lorsqu'une entrée sans

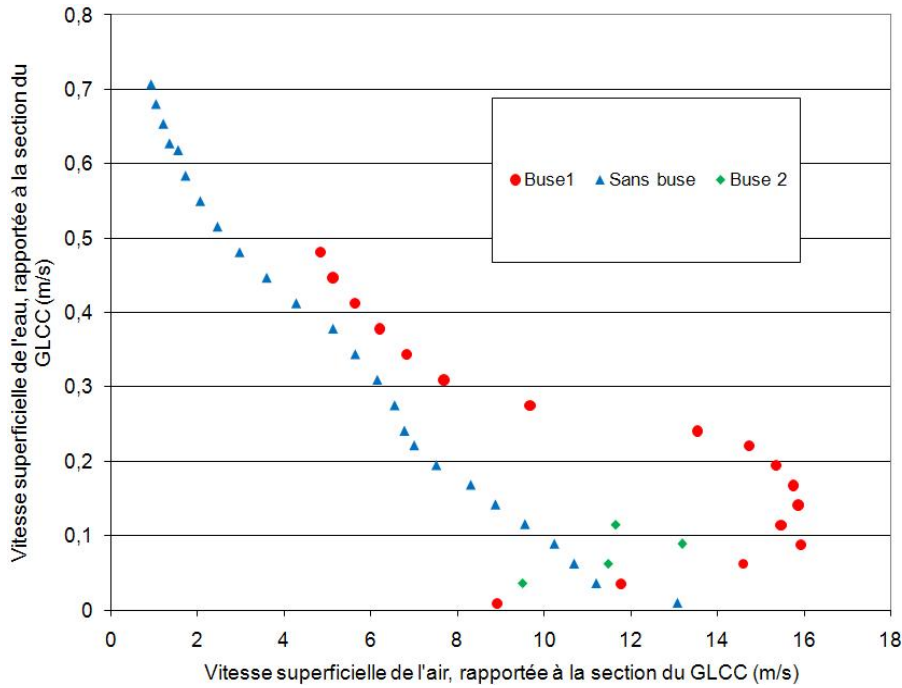


FIGURE 5.34 – Limites du LCO correspondant à l'utilisation des différentes buses d'entrée.

buse est employée, le LCO démarre toujours en bouillon. Une augmentation du débit d'air permet de transformer le régime de LCO en un régime annulaire, ou en un régime en rubans si le débit gazeux est encore poussé.

Lorsque la buse numéro 2 est utilisée, les pertes de charge ne nous ont permis d'étudier le comportement du séparateur qu'aux faibles débits de liquide. Pour des débits de liquide plus importants, le débit maximal de gaz que peut générer la soufflante n'est pas suffisant pour déclencher le LCO. En ce qui concerne les débits de liquide étudiés, le LCO démarre en rubans transitoires, sauf dans l'expérience où la vitesse superficielle de l'eau dépasse les 0,1 m/s ; dans ce cas il démarre en bouillon.

En comparant le cas sans buse à celui employant la première buse, on peut noter que :

- ⇨ Pour les forts taux de liquide, la buse n'améliore que peu les performances du système en terme de LCO. Ce résultat vient confirmer notre analyse sur le fait que pour les débits de liquide importants, le LCO en bouillon dépend essentiellement du diamètre du séparateur et du régime à l'entrée.
- ⇨ Pour les très faibles débits de liquide, l'entrée sans buse dépasse la buse 1 en performance. En fait, l'entrée sans buse n'engendre qu'un très faible champ tourbillonnaire : le gaz n'entraîne donc pas un court-circuitage du liquide vers le haut.
- ⇨ L'utilisation de la buse reste indispensable pour traiter correctement les débits de liquide intermédiaires.
- ⇨ La Figure 5.35 montre les débits d'eau transportés dans la jambe supérieure lorsque la limite du LCO est franchie, dans le cas où l'on n'utilise pas de buse. Si l'on compare ces résultats à ceux de la Figure 5.15, on conclut que l'utilisation de la buse réduit considérablement le taux de LCO, même si elle n'influence que dans un degré moindre sa limite de déclenchement.

En ce qui concerne l'utilisation de la buse 2, on remarque que, conformément à notre analyse, elle facilite le court-circuitage de l'eau lorsque le GLCC opère sous de faibles débits de liquide.

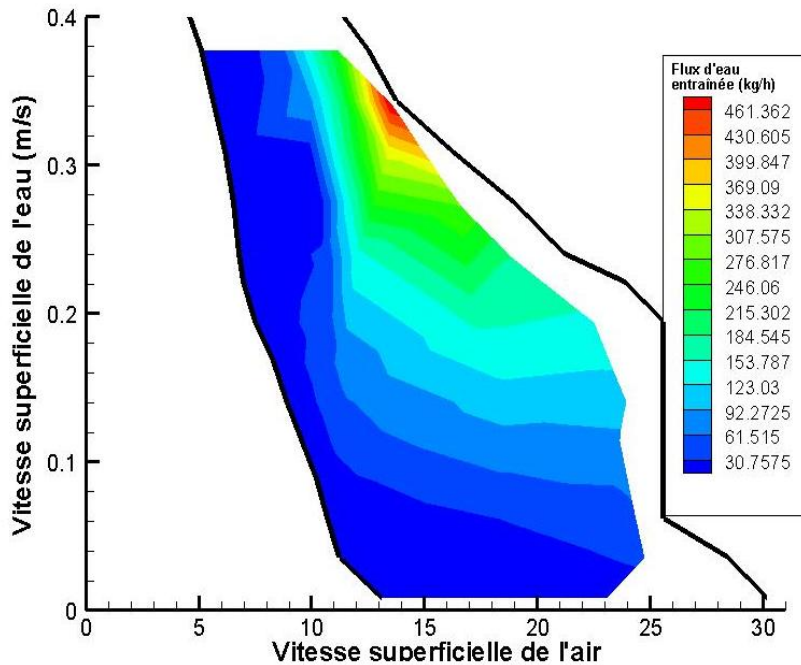


FIGURE 5.35 – Débit d'eau transporté par LCO lorsque l'entrée ne comprend pas de buse. Les frontières en noir correspondent respectivement au seuil d'initiation du LCO, et à la limite des débits étudiés.

Pour des débits d'eau plus importants, il apparaît qu'elle présente également des performances moindres que la buse 1. Le LCO se déclenche bien avant la limite théorique maximale. Se basant sur un unique point expérimental, on ne peut pas pousser notre analyse trop loin. On peut noter cependant que ceci peut résulter d'effets de compressibilité en amont et/ou en aval de la buse, ou bien de vitesses locales de l'air très importantes.

En tout cas, l'expérience semble indiquer l'existence d'une dimension optimale de la buse.

### 5.7.2 Le GCU

En ce qui concerne le GCU, les expériences montrent que le rôle de la buse est primordial.

En fait, lorsqu'une entrée sans buse est utilisée, le mélange d'entrée impacte les parois du GLCC et retombe vers le bas, englobant de grosses bulles. Ces bulles ne sont pas séparées compte tenu de la faible intensité tourbillonnaire. Le GCU résultant est extrêmement important. Pour les gros débits de liquide, le GCU peut devenir tellement énorme qu'un régime de bulles de Taylor (résultant de la coalescence des grosses bulles) circulant à contre-courant peut s'installer dans la partie inférieure du GLCC !

L'utilisation de la buse 2, par rapport à la première buse, améliore les performances du GLCC en terme de GCU. L'intensité tourbillonnaire engendrée étant plus importante, les vortex se creusent plus facilement. On observe que la production de bulles dans le séparateur est atténuée.

## 5.8 Principales conclusions du chapitre

- ⇒ Notre étude expérimentale a permis une meilleure compréhension du phénomène de LCO :
  - ⇒ Contrairement à ce qui a été avancé par les chercheurs de TUSTP, le GLCC ne peut pas opérer correctement au-delà du débit d'air correspondant à la transition vers un régime annulaire dans une conduite verticale (pour un écoulement parallèle dirigé vers le haut).

- ⇒ Pour les gros débits de liquide, le LCO est favorisé par l'apparition de bouchons hydrodynamiques dans l'écoulement d'entrée, et par l'obturation de la sortie de la buse par le film liquide tourbillonnant. Un convergent d'entrée n'améliore que peu les performances du système dans ce cas. C'est essentiellement le diamètre du séparateur qui conditionne la limite de déclenchement du LCO.
- ⇒ Pour les faibles débits de liquide, un convergent sévère peut entraîner le court-circuitage du liquide vers la jambe de sortie supérieure.
- ⇔ En ce qui concerne le filament de bulles :
  - ⇒ Nos expériences confirment la précession du filament tourbillonnaire. Elles indiquent également que les importants taux de turbulence observés au centre des écoulements swirlés monophasiques, sont dus à cette structure cohérente et non pas à de la vraie turbulence.
  - ⇒ L'hydrodynamique du filament est très complexe. Elle semble correspondre à un état de transition laminaire-turbulent. Le filament peut se laminariser, et alors sa vitesse axiale devient descendante. Des bouffées turbulentes de type panne de tourbillon circulent au niveau du filament ; elles induisent des vitesses axiales orientées vers le haut.
  - ⇒ Le filament peut se former sans qu'il n'y ait suffisamment de bulles dans l'écoulement ambiant. Il s'étire toujours jusqu'à la jambe de sortie inférieure.
- ⇔ En ce qui concerne le GCU :
  - ⇒ Le GLCC engendre toujours une production de bulles. Lorsqu'il opère sous des conditions convenables, il arrive à concentrer les bulles qu'il a générées dans le filament gazeux, d'où elles vont a priori regagner l'interface principale et se désengager.
  - ⇒ La buse d'entrée est l'élément qui conditionne essentiellement le GCU. Plus le convergent est strict, plus les vortex se creusent facilement, et plus la production de bulles est atténuée.
- ⇔ Lorsque le GLCC est alimenté par du liquide à pouvoir moussant, l'intensité tourbillonnaire importante dans la zone proche de l'entrée empêche la formation de la mousse. Cependant, la nappe de liquide présente au-dessus de l'entrée et qui oscille engendre une production importante d'interfaces, surtout lorsque l'intensité tourbillonnaire du gaz montant est suffisamment atténuée. Le GLCC dissipe la mousse lorsque le débit de gaz est suffisant pour que ce dernier puisse garder une intensité tourbillonnaire convenable jusqu'à ce qu'il atteigne la sortie supérieure. De ce fait, on pense que s'il doit être utilisé en tant que "Defoaming cyclone", le GLCC doit avoir une partie supérieure courte pour une meilleure efficacité.
- ⇔ Comme on a pu le constater dans la Section 1.4.2, le GCU est le point faible du GLCC. Contrairement au LCO, il est rapidement altéré par une baisse du niveau du vortex. Il peut devenir important lorsque le GLCC doit traiter un brut visqueux ou mousseux.



# Chapitre 6

## Caractérisation locale de l'hydrodynamique du GLCC

Comme on a pu le constater dans le chapitre précédent, l'explication et la prédiction du fonctionnement global du GLCC n'est pas du tout aisée. Différents mécanismes locaux qui ont un rôle primordial sur le comportement d'ensemble du système, tels que l'arrachement de gouttes, la génération des bulles et les instabilités tourbillonnaires sont encore des sujets de recherche actuels, même dans des configurations simples. Compte tenu de l'état actuel des connaissances dans le domaine des écoulements polyphasiques, les écoulements engendrés par le séparateur sont trop complexes pour être décrits à l'échelle des inclusions individuelles ou à l'échelle des temps caractéristiques de la turbulence.

Cependant, même dans l'impossibilité de décrire très finement les petites échelles de l'écoulement, il est nécessaire d'améliorer notre connaissance de ces phénomènes locaux, dans le but de permettre une estimation du comportement du GLCC à l'échelle du prototype. Comme on l'a vu, dans le modèle théorique de TUSTP, le lien logique et physique entre les phénomènes locaux et l'échelle globale est quasiment inexistant, d'où son échec à prédire le comportement des GLCCs opérant sous des conditions différentes de celles des maquettes expérimentales.

Dans ce chapitre, on va se pencher sur la caractérisation locale de l'hydrodynamique du séparateur. Jusqu'à présent, aucune étude n'a rapporté de données expérimentales sur le champ des vitesses dans un GLCC opérant en régime diphasique. Notre analyse qui se base sur des résultats concernant les écoulements tourbillonnaires monophasiques néglige l'influence de la surface libre du vortex, qui doit jouer cependant un rôle très important, au moins lorsque le vortex liquide est de type "fort" (voir Figure 5.22c). Ainsi, on n'est pas capable d'expliquer correctement différents aspects macroscopiques du système, tels que l'étirement du filament de bulles jusqu'à la jambe inférieure du GLCC, ou sa formation malgré la très faible proportion de bulles dans l'écoulement ambiant.

On va commencer par acquérir des mesures de vitesse dans la partie basse du GLCC en utilisant une LDV 2D. Nous considérons différents cas expérimentaux dans le but de comprendre l'influence de la profondeur de l'interface principale du vortex, ainsi que l'influence de l'écoulement gazeux sur l'hydrodynamique du vortex liquide. Ces résultats à l'échelle locale, même s'ils sont moyennés dans le temps et dans l'espace, permettent de dégager des tendances très importantes. Ils montrent que pour les régimes où le GLCC produit du liquide avec peu de bulles, le profil de la vitesse axiale moyenne admet une double inversion d'écoulement. Ainsi, les bulles poussées radialement jusqu'au centre de la conduite et qui vont former le filament gazeux, ne remontent pas pour regagner l'interface principale et se désengager. Au contraire, elles descendent et produisent du GCU. L'étirement du filament gazeux jusqu'à la jambe inférieure du GLCC est ainsi expliqué. Si

le GCU est faible, c'est du fait que le GLCC ne produit que très peu de bulles. Même s'il a du mal à les retirer, le GCU reste faible.

La double inversion de l'écoulement axial moyen est due à une force centrifuge importante, qui stabilise l'écoulement central et permet au filament tourbillonnaire de se laminariser : l'écoulement au centre est descendant si la laminarisation du filament (qui résulte en des vitesses descendantes) domine les instabilités du filament de type panne de tourbillon (et qui produisent des vitesses ascendantes).

La conclusion la plus considérable est donc que contrairement à l'idée conventionnelle, pour que le GLCC produise un minimum de GCU, le plus important n'est pas qu'il soit capable de séparer les bulles en les ramenant jusqu'à l'interface principale. Le bon fonctionnement du séparateur réside dans sa capacité à englober le moins de bulles possibles lors de l'impact entre le jet d'entrée et le vortex liquide, ou du fait du cisaillement interfacial.

Comme on l'a évoqué plusieurs fois, par rapport à ses concurrents compacts, le point faible du GLCC est le GCU. En fait, le GLCC possède a priori de meilleures performances en terme de LCO que le VASPS ou le CS. De plus, il est beaucoup plus simple à construire. La recherche sur le GLCC doit donc s'orienter vers la recherche d'une solution qui permet de retirer le filament gazeux et de minimiser ainsi le GCU. Une telle solution devrait conduire à une plus importante expansion industrielle du GLCC, notamment dans le domaine de la séparation sous-marine.

Dans la deuxième partie de ce chapitre, on se penche sur la simulation CFD des écoulements gaz-liquide dans le GLCC. En raison de la présence de fines échelles interfaciales, les méthodes de type suivi/capture d'interface ne conviennent pas pour simuler l'écoulement dans le séparateur. On est donc contraint d'utiliser les méthodes à n-fluides pour simuler le champ Eulérien des vitesses. Nos résultats montrent que ces méthodes, combinées à des modèles de turbulence de type RANS (ou URANS), n'arrivent pas à reproduire la topologie des interfaces principales. En plus, comme on l'a déjà constaté dans le Chapitre 4, les modèles RANS sont incapables de prédire la double inversion de l'écoulement axial.

Des simulations diphasiques fiables de l'écoulement dans le GLCC doivent donc impérativement employer la technique LES (à moins qu'il y ait de nouveaux modèles de turbulence, capables de prédire la laminarisation du filament, un phénomène non turbulent). Cependant la LES combinée aux modèles à n-fluides est encore à l'état d'émergence, et l'approche n'est pas disponible dans le code Fluent 6.3 qu'on a utilisé dans cette étude. En plus, il n'est pas sûr que la technique produise des résultats fiables : il reste à surmonter les inconvénients liés à l'utilisation des modèles à n-fluides.

A l'heure actuelle donc, la CFD ne convient toujours pas à simuler l'hydrodynamique dans les GLCCs. Cependant dans le futur, de nouvelles approches de simulation des écoulements multiphasiques pourraient en faire une piste très prometteuse pour l'étude et la conception des GLCCs.

## 6.1 Dispositif expérimental et mise au point

Jusqu'à présent, aucune étude ne s'est penchée sur des mesures de vitesse dans le GLCC. Pour comprendre le fonctionnement de l'appareil, on extrapole nos connaissances des écoulements monophasiques dans une géométrie de même type, ce qui peut conduire à des constations erronées. D'ailleurs, ces connaissances ne nous permettent pas d'expliquer certains aspects macroscopiques de l'écoulement dans le système, tels que l'étirement du filament de bulles jusqu'à la jambe de sortie inférieure, ni de comprendre l'influence qu'aurait l'écoulement gazeux ou la présence d'une phase dispersée sur l'hydrodynamique du vortex liquide.

Dans ce chapitre, et dans le but de combler ces lacunes, on aborde la question en effectuant des mesures de vitesse dans la partie basse du GLCC. Pour réaliser ces mesures, nous disposons d'une LDV 2D de type vélocimètre à franges (marque Aerometrics) qui fonctionne en mode de rétrodiffusion. Le plan de mesure LDV passe par l'axe de la conduite, et est parallèle au plan de visualisation du schéma de la Figure 5.2.

Le système est équipé d'un laser  $Ar^+$  (marque Spectra-physics) d'une puissance maximale de 2 W, fournissant deux raies de longueur d'onde différente : une verte d'une longueur d'onde de 514,5 nm, et une bleue à 488 nm. Chacune de ces raies cohérentes et monochromatiques est divisée en deux faisceaux distincts, qui sont ensuite convergés vers un point de mesure, où ils résultent en un faisceau alterné de franges destructives (sombres) et constructives (brillantes). La lentille dont on dispose a une distance focale de 250 mm.

La partie inférieure du GLCC est entourée d'une cuve transparente rectangulaire (voir Fig.5.3), qui réduit les distorsions optiques liées à la circularité des parois du GLCC. Elle permet que les deux couples de faisceaux laser convergent vers le même point de mesure.

Lorsqu'on effectue des mesures par LDV, on ensemence généralement l'écoulement par de fines particules traçantes. Lorsqu'une particule traverse le volume de mesure, elle renvoie un signal lumineux caractéristique (appelé bouffée Doppler) vers le photodétecteur. Le traitement du signal permet de calculer la composante de vitesse normale (de la particule) à chaque système de franges. Pour connaître la direction de la vitesse, une cellule de Bragg est utilisée, ce qui résulte en un système de franges qui n'est plus fixe mais qui défile.

Les particules traçantes doivent être suffisamment petites pour suivre correctement l'écoulement ; ainsi leur vitesse correspondrait à la vitesse de la phase continue. Cependant elles doivent être suffisamment grosses et réfléchissantes pour produire des bouffées Doppler de forte intensité. Sinon le signal émis et collecté par le photodétecteur sera noyé dans le bruit de fond et ne sera pas analysé par l'appareil.

La concentration de l'écoulement en particules traçantes doit être suffisante pour que le taux d'acquisition (nombre de mesures réalisées par l'appareil par unité de temps) soit important, et aboutisse par la suite à des statistiques fiables. Cependant une concentration trop importante augmente l'opacité de l'écoulement : l'intensité du faisceau laser au niveau du point de mesure diminue. Il en est de même pour le signal émis par les particules, qui risque ainsi d'être noyé dans le bruit de fond : ceci se traduit par une baisse du taux d'acquisition.

Pour plus de détails sur le principe et le fonctionnement de la LDV, le lecteur peut se référer à [Comte-bellot1976], [Faure1999], [Erdal2001a] ou [Guyon2001].

Les mesures LDV qu'on va mener concernent quatre régimes d'écoulement différents, qu'on résume dans le Tableau 6.1. Les fluides utilisés sont l'eau de ville et l'air.

Le premier cas expérimental correspond à un vortex de type "fort" et profondément creusé (voir Figure 5.22c). L'étude de ce cas est nécessaire puisque la profondeur à laquelle se creuse le vortex doit modifier de façon notable le comportement de l'écoulement par rapport aux cas monophasiques. Le niveau de la couronne du vortex est maintenu à une distance de 21 cm environ (repérée grâce à la présence d'une bride) au-dessous du niveau d'entrée. Comme on l'a précédemment évoqué, les vortex de type "fort" entament des mouvements oscillatoires dans la direction verticale. La distance de 21 cm correspond donc à une distance moyenne. Cependant, puisque pour ce cas expérimental le régime à l'entrée est stratifié, l'amplitude des oscillations verticales de la couronne du vortex est faible. Au contraire, le "nez" du vortex entame des oscillations importantes (voir Figure 5.24), et se déplace sur une distance d'environ une vingtaine de centimètres : les oscillations du nez semblent dépendre de phénomènes lents dont le vortex est siège, plutôt que des intermittences au niveau de l'écoulement d'entrée.

Le second cas expérimental correspond à un "vortex creusé" (voir Fig.5.22b). Le GLCC est

Numéro	Débit de l'eau ( $m^3/h$ )	$U_{av,c,l}$ (m/s)	$Re_{c,l} = (\rho_l U_{av,c,l} D) / \mu_l$	Débit de l'air ( $kg/h$ )	$U_{av,c,g}$ (m/s)	$Re_{c,g} = (\rho_g U_{av,c,g} D) / \mu_g$	Niveau du vortex	Contre-pression dans la jambe inférieure <sup>1</sup> (mbar relatif)	Régime du vortex liquide
1	7,05	0,48	34 560	35	1,99	17 194	x=21cm	154	Vortex fort
2	3,24	0,22	15 840	0	0	0	x=21cm	122	Vortex creusé
3	3,24	0,22	15 840	110	6,25	54 000	x=21cm	125	Limite vortex creusé / vortex à bulles
4	3,24	0,22	15 840	0	0	0	x=36cm	100	Vortex à bulles

TABLE 6.1 – Paramètres des différentes expériences prévues.



alimenté uniquement par du liquide. Le niveau du vortex est maintenu à une distance d'environ 21 cm au-dessous du niveau d'entrée. Le troisième cas expérimental diffère du second par le fait qu'un débit massique de gaz de  $110 \text{ kg/h}$  est utilisé. Le vortex devient très agité et il est difficile de préciser s'il est de type "vortex creusé" ou de type "vortex à bulles". Le cisaillement induit par l'air conduit à une production importante de bulles par rapport au second cas expérimental.

Le quatrième et dernier cas expérimental diffère de la seconde expérience par le fait que le niveau du vortex est maintenu à une distance plus importante au-dessous de l'entrée, soit à environ 36 cm (position également repérée grâce à la présence d'une bride). Du fait de l'atténuation de l'intensité tourbillonnaire, le vortex liquide ne parvient plus à se creuser : le vortex obtenu correspond à un "vortex à bulles" (voir Fig.5.22a). Le liquide provenant de l'entrée est accéléré vers le bas par la gravité : il engloutit des bulles de taille importante (de l'ordre de 5 mm), mais celles-ci ne s'éloignent pas trop de l'interface principale.

Un capteur de pression placé au niveau du coude de la sortie inférieure permet de mesurer la pression au fond de la colonne. Cette information est nécessaire puisqu'elle servira comme condition aux limites pour les simulations numériques qu'on va exposer plus tard dans ce chapitre. La pression de travail pour les différents cas expérimentaux ne s'écarte pas trop de la pression atmosphérique, comme il a été déjà mentionné dans ce manuscrit.

Lorsqu'on mesure des vitesses dans un écoulement diphasique, il est primordial de savoir à laquelle des phases correspondent ces mesures. L'amplitude et la forme du signal émis par les bulles dépendent essentiellement de la taille des inclusions. Pour les trois derniers cas expérimentaux, à part dans la zone proche de l'interface principale, les bulles ont une taille d'une centaine de microns environ. Pour le premier cas expérimental, à part au niveau du filament (où des phénomènes de coalescence peuvent avoir lieu), la taille des bulles dans l'écoulement ambiant est encore plus petite. Ces bulles ne sont pas repérables à l'œil nu : leur présence n'est révélée que par de petits reflets de lumière lorsqu'on braque une lampe de chevet sur l'écoulement. Leur taux de présence est très faible.

Compte tenu de la taille des bulles présentes dans le système, ces dernières vont être reconnues par la LDV comme étant des "particules traçantes" : les signaux qui en sont issus vont être validés et seront pris en considération. Les bulles réfléchissent très bien la lumière, et le signal qu'elles émettent possède donc une forte amplitude (par rapport à des particules solides de même taille). Notre LDV ne permettant d'éliminer que les signaux dont l'amplitude est inférieure à une certaine limite, il ne lui est donc pas possible d'isoler les vitesses du liquide issus des signaux émis par les particules traçantes.

Pour tenter de séparer les vitesses du liquide de celles dues aux bulles, et pour chaque condition expérimentale, nous effectuerons deux séries de mesure :

- ⇒ La première sans ensemençer l'écoulement : le seuil bas de la LDV<sup>2</sup> est réglé de façon à ce que le système identifie les signaux de faible amplitude émis par les éventuelles impuretés contenues dans l'eau comme étant du bruit de fond. La vitesse mesurée correspond ainsi à celle des bulles. Le taux d'acquisition est lié au taux de passage des bulles dans le volume de mesure.
- ⇒ Une deuxième après avoir ensemençé l'écoulement : les vitesses mesurées correspondent aux signaux émis par *les particules traçantes et par les bulles*.

Pour ensemençer la phase liquide, nous disposons dans notre laboratoire de différents types de traceurs. Évidemment, plus la taille des particules traçantes est petite, mieux ces dernières vont suivre l'écoulement du liquide. Cependant, plus les particules sont fines, plus l'amplitude des

---

2. Tout signal dont l'amplitude est inférieure à ce seuil est considéré comme étant du bruit, et n'est pas pris en compte dans le calcul des vitesses.

bouffées Doppler qu’elles émettent va être faible (le signal émis risque donc de passer pour du bruit de fond). Pour pouvoir effectuer notre choix, nous avons mené des expériences préliminaires en testant les différentes particules traçantes dont on dispose. Les particules à retenir doivent offrir un compromis entre une bonne qualité du signal qu’elles émettent, et une bonne aptitude à suivre correctement l’écoulement liquide.

Ces tests préliminaires ont montré que les particules les plus convenables pour cette application sont des particules d’Iriodine argentées I153 (©Merck). Leur masse volumique se situe entre 2,7 et 2,9  $g/cm^3$  à 20°C (selon le fournisseur). Leur distribution de taille a été mesurée par “granulométrie laser” : elle s’étend de 3 à 110  $\mu m$ , avec un diamètre moyen de 46,946  $\mu m$ . Ces tailles sont cependant à considérer avec prudence : en effet, des observations à l’aide d’un microscope électronique à balayage révèlent que la forme de ces particules n’est pas du tout sphérique. Les particules sont plutôt des plaquettes minces, comme montré sur la Figure 6.1.

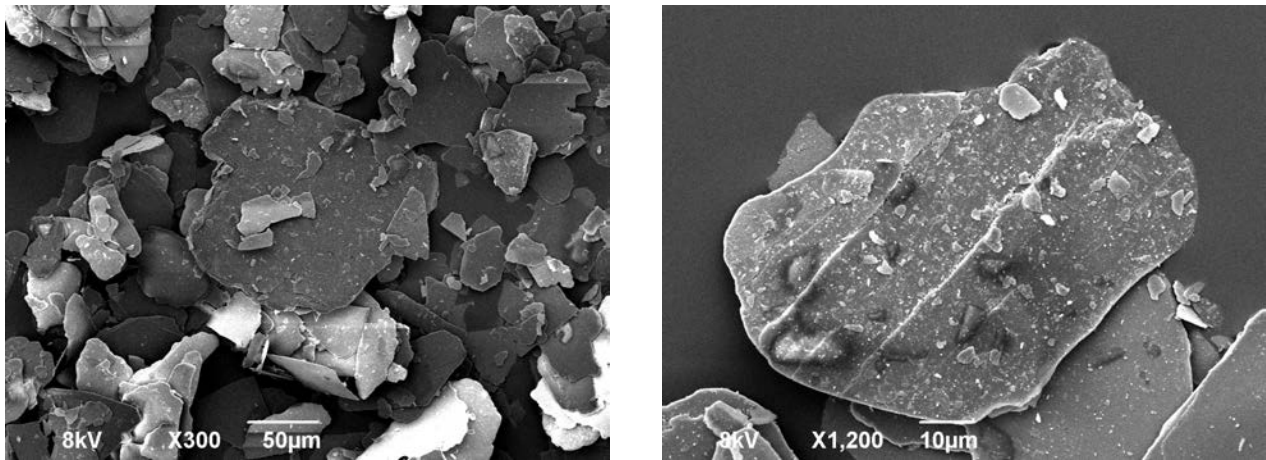


FIGURE 6.1 – Particules d’Iriodine I153 observées à l’aide d’un Microscope Électronique à Balayage.

Ces particules ont été choisies du fait de la qualité des signaux qu’elles émettent : en fait, les amplitudes des bouffées Doppler engendrées étaient similaires (voire légèrement supérieures) à celles issues de bulles de tailles comprises entre 100-200  $\mu m$ . Les autres traceurs dont on dispose, spécialement ceux dont la granulométrie est plus fine que celle de l’Iriodine I153, émettent des signaux de qualité nettement moindre. Ainsi, s’ils sont utilisés pour ensemencher l’écoulement dans le GLCC, les vitesses mesurées seraient essentiellement dues aux signaux émis par les bulles.

Le choix des particules d’ensemencement étant fait, il reste à répondre à la question principale : c’est la vitesse de quelle phase qui est mesurée lorsque l’écoulement est ensemenché ?

Compte tenu de leur forme, il est difficile de calculer le temps de réponse des particules d’Iriodine. Cependant, étant donné que leur densité est d’environ 2000 fois plus importante que celle de l’air, on peut affirmer que *les bulles présentes dans le GLCC (exclues celles présentes dans la région proche de l’interface principale) suivent l’écoulement au moins aussi bien que les particules traçantes.*

*Les vitesses mesurées lorsque l’écoulement est ensemenché correspondent donc à la vitesse du liquide, aux erreurs expérimentales près (réponse inertielle des particules/bulles, filtrage des hautes fréquence par les particules d’Iriodine, modulation de la turbulence par les traceurs...).*

Finalement, on note que le plan de mesure des vitesses s’étend de  $x = 320mm$  à  $x = 870mm$ . Les mesures sont effectuées sur 50 hauteurs différentes, espacées de 10 mm, sauf lorsque la présence d’une bride nous oblige à augmenter le pas. Compte tenu des réflexions des parois, celles-ci ne

peuvent être approchées de moins d'1 mm. Sur chaque hauteur, les mesures sont effectuées sur 52 points différents. Un robot préalablement programmé déplace le volume de mesure vers les positions désirées. Pour chaque position, le temps de mesure est de deux minutes : ainsi, nos mesures peuvent correctement tenir compte d'éventuels aspects périodiques lents de l'écoulement.

## 6.2 Localisation du vortex dans le cas expérimental numéro 1

Avant de procéder à des mesures LDV, il est important de fournir des informations sur le taux de vide dans le plan de mesure. Ces informations permettent de relier les profils de vitesse mesurés à la position du vortex. Elles sont également essentielles pour permettre une bonne comparaison avec l'expérience, si les résultats doivent être reproduits via la CFD.

Nous nous sommes uniquement penchés sur le cas expérimental 1, étant donné la taille du vortex engendré, et qui conditionne sans doute le comportement hydrodynamique dans la partie basse du séparateur. Des photos du vortex ont été prises par caméra rapide depuis deux perspectives différentes : vue de face et vue de gauche (Figure 6.2a). La taille du pixel est voisine de 100 $\mu$ m dans les différentes séries de photos. Un traitement d'image permet de remonter à la position moyenne du vortex et du filament (Figure 6.3), telle qu'elle est observée depuis les deux plans (Figures 6.2b et 6.2c). Le traitement d'images est réalisé à l'aide du logiciel Image J, en négligeant la présence des bulles individuelles (non rassemblées dans le filament). L'hypothèse est acceptable compte tenu de leur très faible taux de présence, ainsi que de leur petite taille.

Les Figures 6.2b et 6.2c montrent un aspect hélicoïdal de la zone occupée par le vortex et par le filament. Les sections remplies uniquement de noir correspondent à des positions où la présence d'une bride ou d'un bouchon (pour les trous prévus pour l'introduction de capteurs) dans l'arrière plan (lorsque l'écoulement est regardé de face) empêche qu'elles ne puissent être traitées, ou à des zones qui n'ont pas été traitées car elles sont mal éclairées dans les photos.

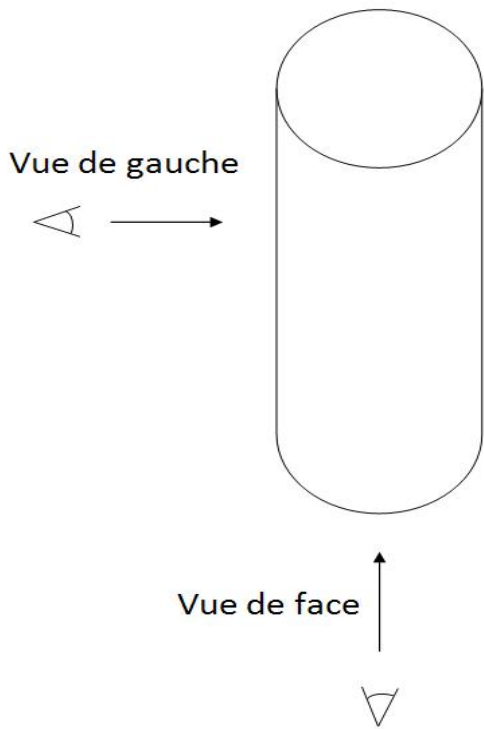
### 6.2.1 Taux moyen de présence du vortex et du filament dans le plan de mesure de la LDV

Pour pouvoir relier les données issues de notre traitement d'images aux mesures LDV, il faut qu'on connaisse le profil du taux de vide dans le plan de mesure des vitesses. Dans ce but, on va considérer que l'intersection du vortex (ou du filament) avec les différentes sections du GLCC aboutit à une ellipse. Ainsi, on peut reconstituer le vortex en 3D, et déduire son intersection avec le plan de mesure. Le taux de présence en une position donnée est pris égal au produit des taux de présence au niveau des projections sur les vues de gauche et de face. Les résultats sont montrés sur la Figure 6.2.

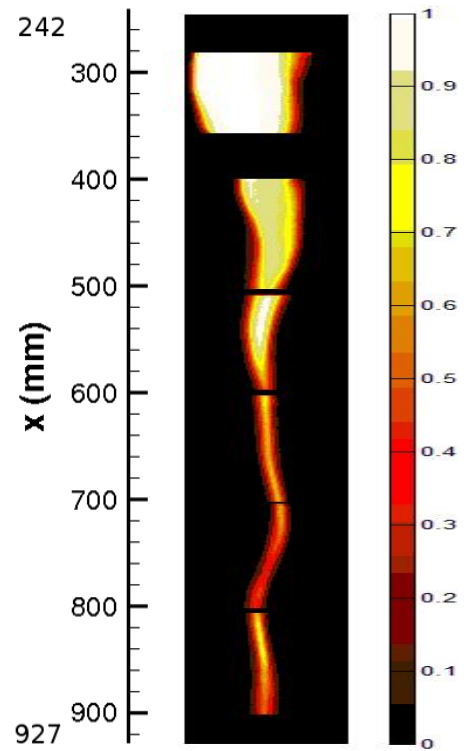
### 6.2.2 Variation du taux de présence du vortex dans la direction axiale

La "reconstruction tridimensionnelle" du vortex nous permet de calculer le taux de vide moyen sur chaque section du GLCC. La Figure 6.4 montre la variation axiale du taux de présence moyen de l'air à travers les différentes sections calculée à l'aide des résultats issus de notre traitement d'image. Ces résultats nous permettent de faire plusieurs constatations :

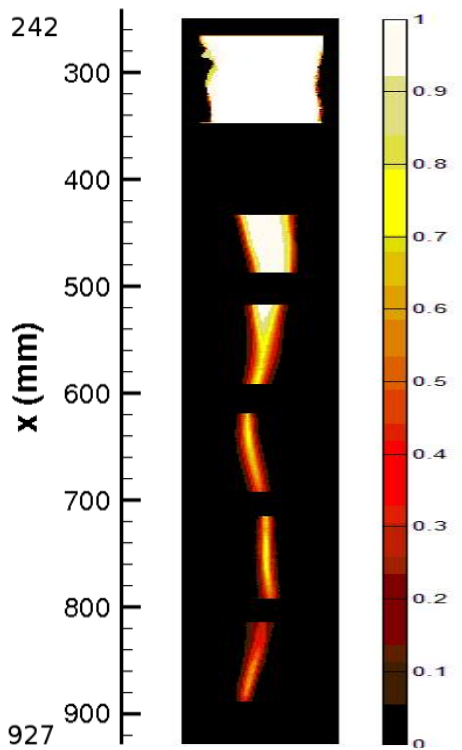
⇔ Proche de l'entrée, le taux de présence varie peu avec la distance axiale.



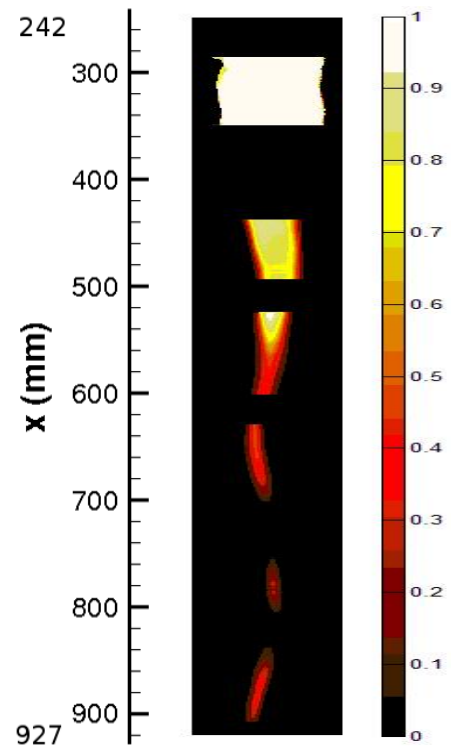
(a) Différentes perspectives de prises de photos.



(b) Taux moyen de présence du vortex et du filament, vu depuis la gauche (n'est pas à l'échelle).

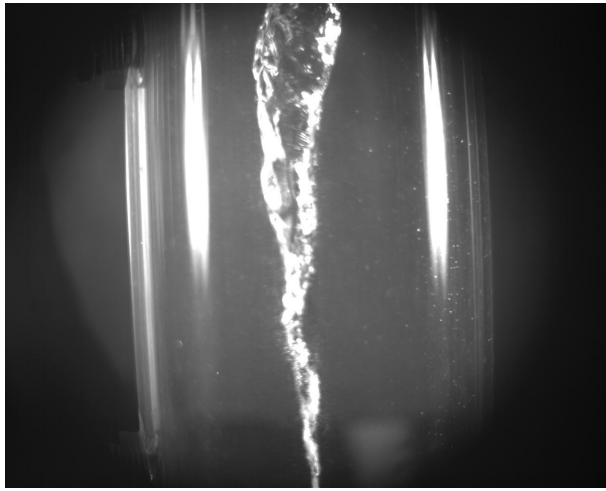


(c) Taux moyen de présence du vortex et du filament, vu depuis le devant (n'est pas à l'échelle).



(d) Taux moyen de présence du vortex et du filament, calculé dans le plan de mesure LDV (n'est pas à l'échelle).

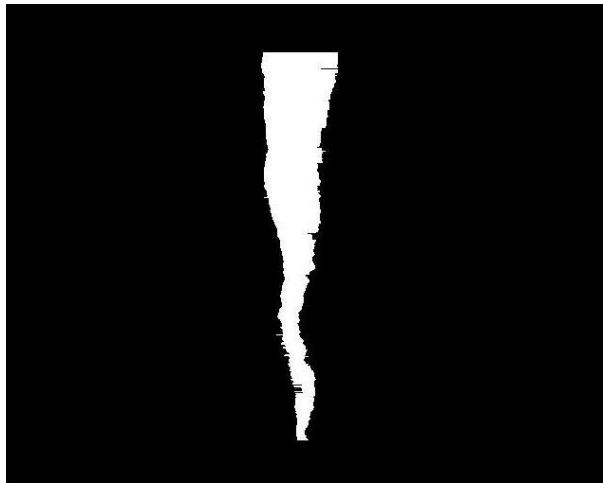
FIGURE 6.2 – Prises de photos et taux de présence du vortex et du filament, pour le cas expérimental numéro 1.



(a) Vue de gauche du vortex du vas expérimental numéro 1. Les centres des deux bouchons qu'on voit se situent respectivement à environ 48 et 58 cm au-dessous du niveau d'entrée.



(b) Ajustement de la direction verticale et binarisation de la photo à l'aide de ImageJ.



(c) Reconstruction du vortex et du filament sous Matlab. La couleur blanche correspond à la zone occupée par l'air (creux du vortex ou filament de bulles).

FIGURE 6.3 – Traitement des photos à l'aide de ImageJ et de Matlab.

- ⇨ Dans la zone de présence du vortex, comme montré sur la Figure 6.4 pour  $x$  compris entre 40 et 60 mm, le taux de présence décroît d'une manière exponentielle avec la position axiale. Le traitement aboutit cependant à deux coefficients de décroissance différents, respectivement pour  $x$  entre 40 et 50 mm, et pour  $x$  entre 50 et 60 mm. On note que dans la première zone, le vortex est toujours présent, tandis que dans la seconde, il lui arrive de se retirer suite à ses oscillations axiales. La différence entre les deux coefficients de décroissance est peut être due à ce phénomène, au traitement d'image utilisé ou bien aux approximations employées.
- ⇨ Dans la zone où le filament est présent, le taux de présence dépend peu de la position axiale.
- ⇨ Le profil du taux de vide dans la zone occupée par le vortex suit la même allure que le profil de l'intensité tourbillonnaire dans les écoulements swirlés monophasiques (voir Paragraphe 3.1.2.5 ou bien le Paragraphe 4.3.3) : il est constant dans la zone proche de l'entrée, et décroît ensuite d'une manière exponentielle. Ce résultat permet de faire le rapprochement entre l'intensité tourbillonnaire de l'écoulement et la profondeur du vortex, ce qui est en

accord avec la constatation faite dans le Paragraphe 5.7.2.

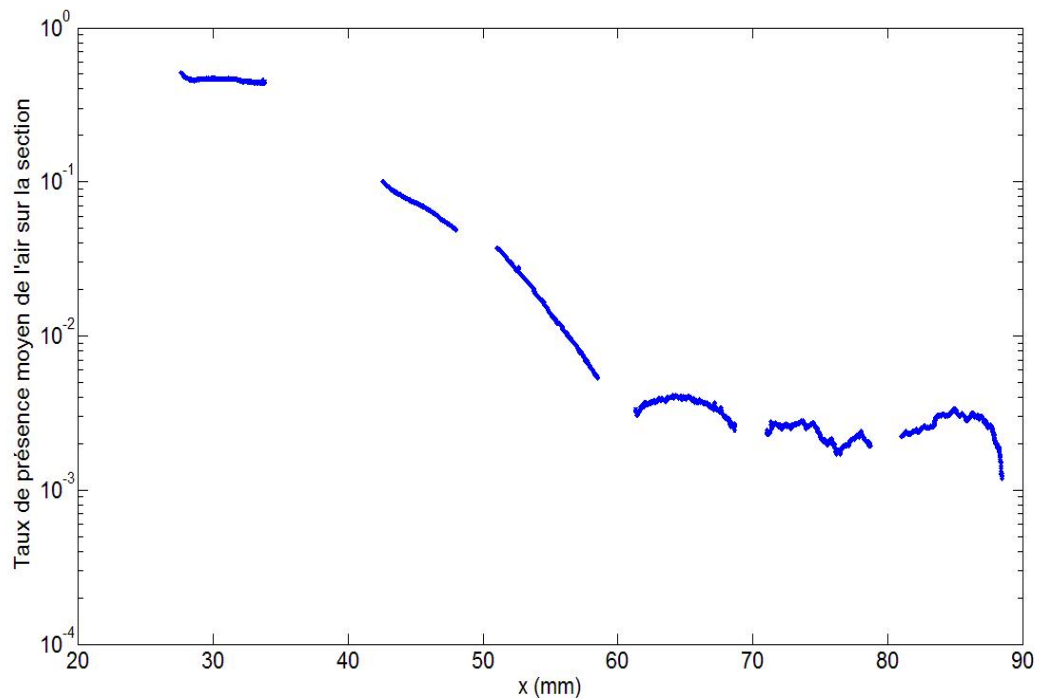


FIGURE 6.4 – Variation du taux moyen de présence de l'air dans la section, en fonction de la distance axiale, pour le cas expérimental numéro 1.

### 6.3 Mesures des vitesses par LDV

On a mentionné dans la Section 6.1 que le laser qu'on utilise peut fournir théoriquement une puissance de 2W. Sauf que dans la pratique, on a remarqué qu'il n'est pas du tout stable, et qu'il présente des problèmes pouvant venir de l'âge de la machine. En fait, la puissance générée baisse très rapidement lors des manipulations ; le laser doit être arrêté et réglé pour retrouver son intensité initiale. Cette perte d'intensité se traduit par une baisse de la fréquence d'acquisition : le signal émis par les particules et collecté par le photodétecteur passe pour du bruit de fond, et n'est pas traité par l'appareil. Le cas idéal serait de régler l'intensité du laser toutes les deux heures, sauf que, compte tenu du temps requis par les expériences, il ne nous a pas été possible d'intervenir plus que deux ou trois fois par jour. Ainsi, les taux d'acquisition de la LDV ne peuvent être liés aux taux de passage des bulles.

La présence de nombreuses interfaces réfléchissantes (vortex, parois...) induit un autre problème de mesure. En fait, le faisceau réfléchi par ces interfaces (parfois bien éloignées du point de mesure) garde une intensité importante, et donc, s'il est récupéré par le photodétecteur, sera souvent considéré comme une "bouffée Doppler physique". Cependant, compte tenu du fait que les vitesses de ces *interfaces* réfléchissantes sont faibles (ou nulles), les vitesses résultantes vont se présenter sous la forme d'une distribution centrée non loin du 0 (Figure 6.5).

En chaque point de mesure, il faut éliminer le spectre correspondant aux réflexions pour reconstituer la distribution des vraies vitesses, et calculer par la suite les vraies grandeurs statistiques. Lorsque la distribution des vraies vitesses se rapproche du 0, les deux spectres se chevauchent et il

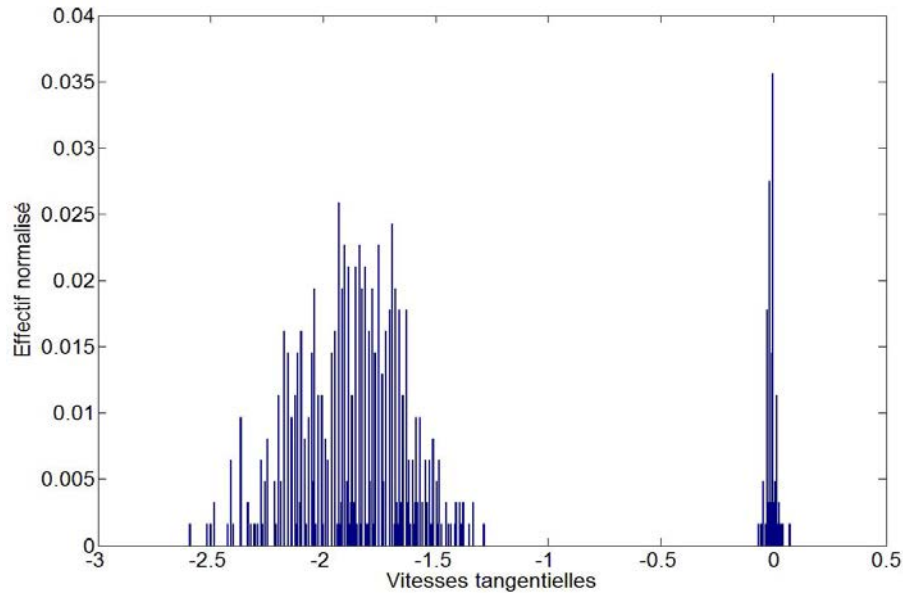


FIGURE 6.5 – *Distribution des vitesses tangentielles trouvée par la LDV : la distribution à gauche correspond aux vitesses réelles, tandis que la distribution à droite correspond aux différentes réflexions.*

n'est plus possible de les séparer. Pour contrer ce problème, on a défini des degrés de fiabilité des mesures :

- ⇒ Un degré 3 correspond à des mesures fiables, pour lesquelles le spectre des réflexions a pu être totalement retiré.
- ⇒ Un degré 2 correspond à des mesures pour lesquelles le spectre des réflexions n'a pu être complètement retiré. Cependant, son influence sur les grandeurs statistiques est faible ou moyenne. Les valeurs des moments d'ordre élevés doivent être considérées avec attention.
- ⇒ Un degré 1 correspond à des mesures fortement altérées. Si elles sont affichées, c'est uniquement à titre indicatif.

On mentionne que lorsque le filament ou le vortex croisent les faisceaux laser incidents, ceux-ci ne se rejoignent plus pour constituer un volume de mesure. On ne peut donc pas effectuer des mesures derrière le vortex creusé, parfois même derrière du filament (généralement, du fait de sa précession, les faisceaux laser arrivent à se reconstituer momentanément derrière le filament).

En plus, lorsque le nombre de mesures individuelles à une position donnée ne dépasse pas la centaine, les grandeurs statistiques ne sont plus considérées comme fiables, et ne seront pas exposées dans nos résultats. Compte tenu de la question de chute de l'intensité du laser, ce problème a été rencontré lors de différentes mesures.

Pour ces raisons, comme le lecteur va la remarquer lorsqu'on présente nos résultats, on n'exposera pas les résultats expérimentaux à certaines positions.

### 6.3.1 Mesures des vitesses axiales

#### 6.3.1.1 Vitesse axiale moyenne des bulles

Les mesures réalisées lors des expériences où l'on n'ensemence pas l'écoulement sont dues aux signaux émis par les bulles. Elles correspondent donc aux vitesses des interfaces de ces bulles. Étant donné que les bulles sont très petites, on peut raisonnablement supposer qu'elles sont rigides

et indéformables. Les mesures faites lorsque l'écoulement n'est pas ensemencé correspondent donc aux vitesses de déplacement des bulles.

Les contours de la Figure 6.6 illustrent la vitesse axiale moyenne des bulles dans le plan de mesure, pour les quatre cas expérimentaux traités (le dernier contour est plus court puisque la position du vortex est fixée plus bas que dans les autres expériences (voir Tableau 6.1)). On rappelle que nos mesures s'arrêtent à une distance de 1 mm des parois.

La distribution des vitesses sera discutée dans le paragraphe suivant.

### **6.3.1.2 Vitesse axiale moyenne du liquide**

Une fois que l'écoulement est ensemencé, les vitesses mesurées correspondent aux signaux émis par les particules d'Iridine ou par les petites bulles. Les bulles, compte tenu de leur petite taille, suivent correctement l'écoulement : les mesures réalisées lorsque l'écoulement est ensemencé correspondent donc à la vitesse du liquide, comme déjà mentionné.

Les contours de la vitesse axiale moyenne du liquide dans le plan de mesure sont montrés sur la Figure 6.7.

La Figure 6.8 montre les profils de vitesse axiale moyenne du liquide pour les différents cas expérimentaux, à une distance de 600 mm au-dessous de l'entrée. Des profils de vitesse axiale moyenne du liquide à des positions différentes sont donnés dans l'Annexe D.



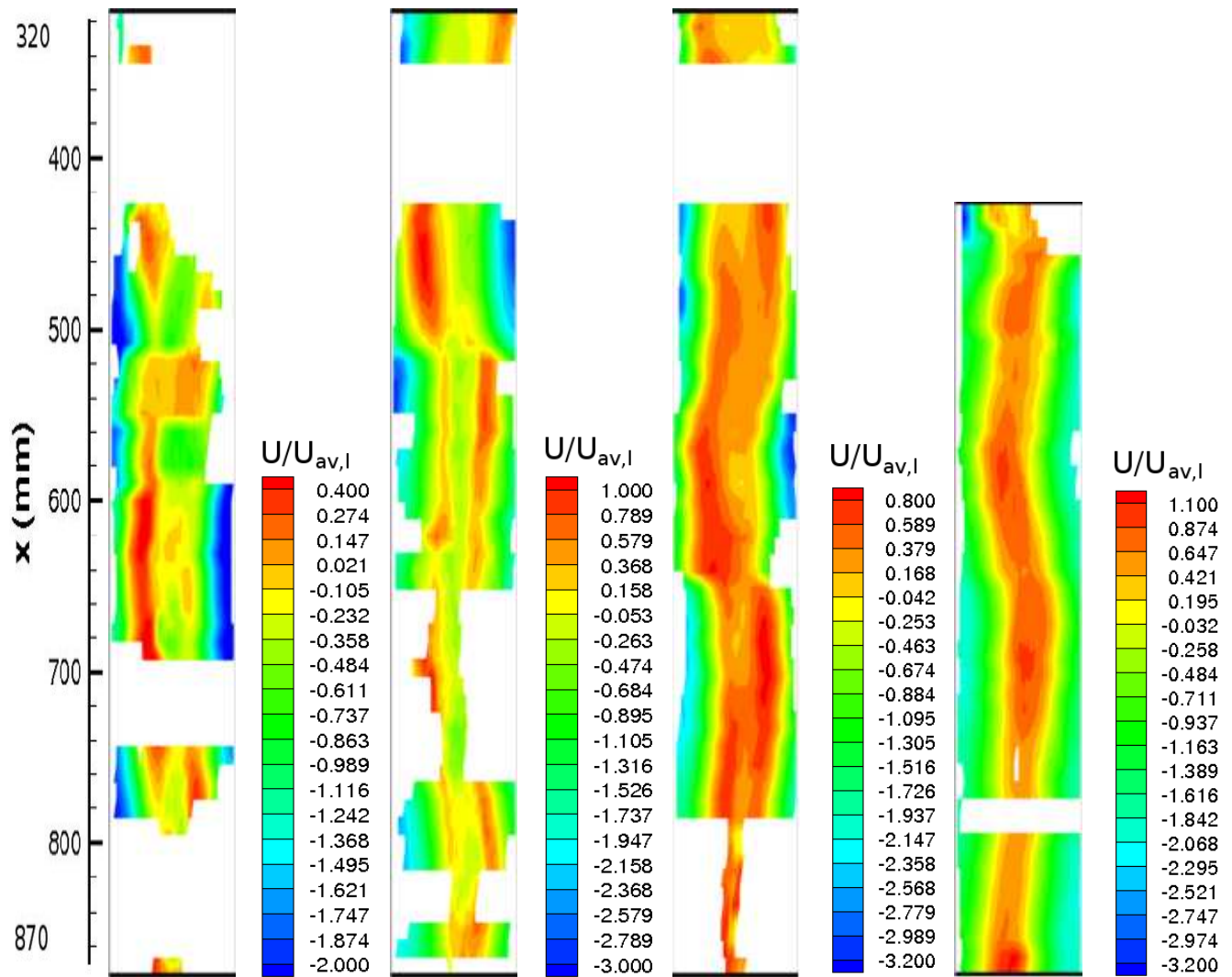


FIGURE 6.6 – Contours de la vitesse axiale moyenne des bulles : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.

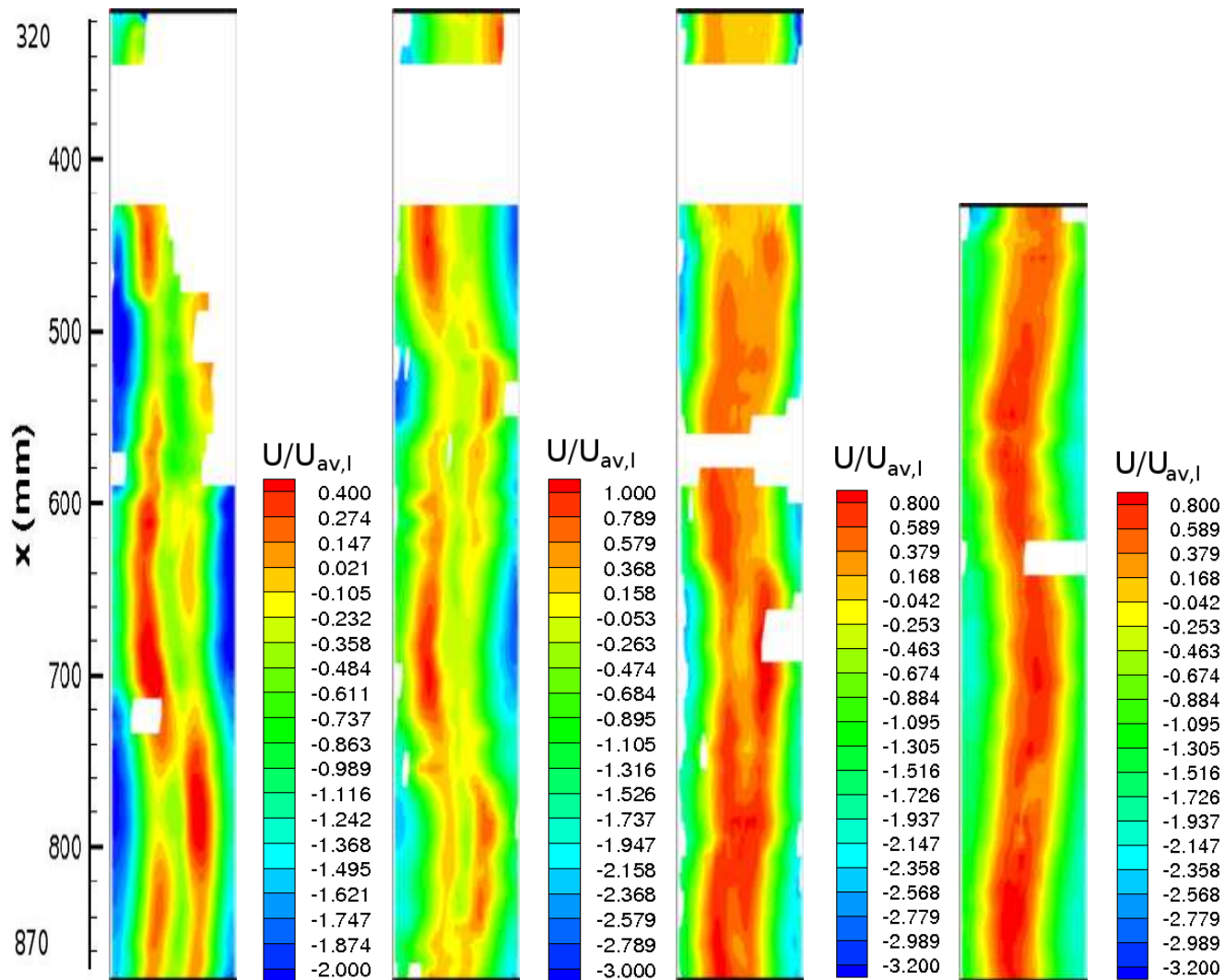


FIGURE 6.7 – Contours de la vitesse axiale moyenne du liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.

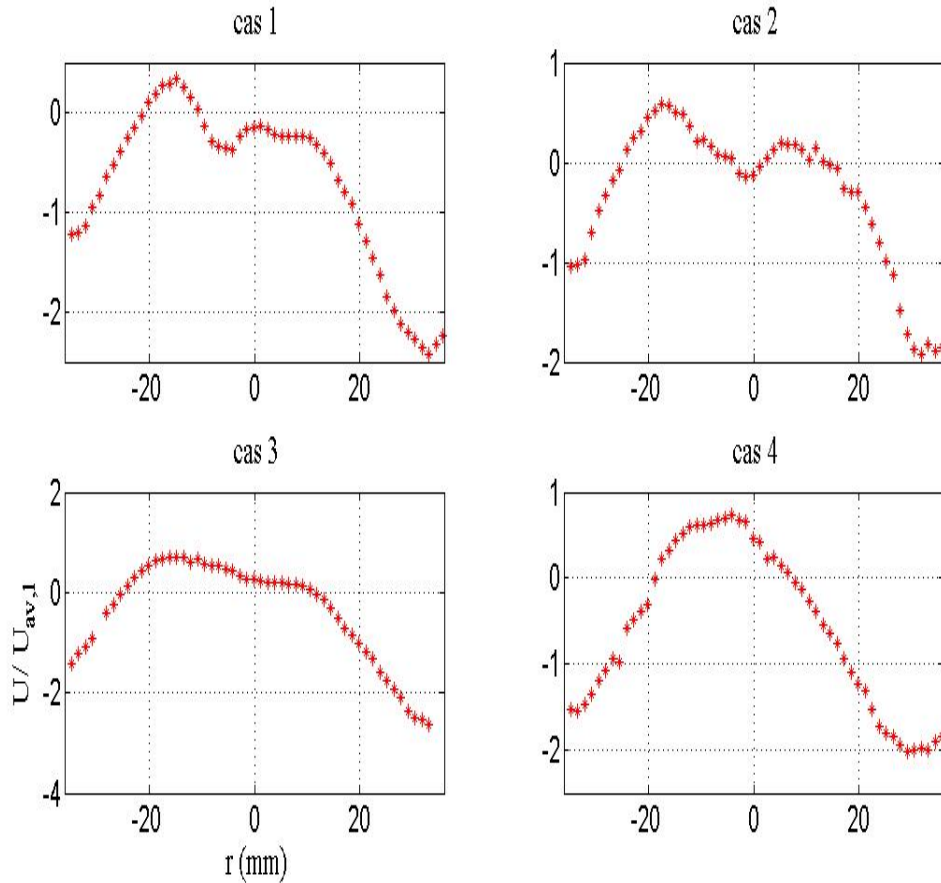


FIGURE 6.8 – Profils de vitesse axiale moyenne du liquide pour les différents cas expérimentaux, à  $x=600$  mm.

Les contours des Figures 6.6 et 6.7 montrent que :

- ⇒ Pour les cas expérimentaux 1 et 2, la vitesse axiale moyenne admet une double inversion d'écoulement.
- ⇒ Pour les cas expérimentaux 3 et 4, la vitesse axiale moyenne admet une simple inversion d'écoulement.
- ⇒ Contrairement à ce que l'on pouvait imaginer, le GCU est plus faible pour les cas expérimentaux admettant une double inversion d'écoulement. Le GCU est donc essentiellement lié à la production de bulles dans le GLCC (qui est la plus faible dans les deux premiers cas expérimentaux), et à un degré moindre à la distribution de la vitesse axiale.
- ⇒ Les vitesses axiales moyennes du liquide et des bulles sont similaires : la vitesse de glissement est donc négligeable (ou plus correctement, elle est du même ordre - voire d'un ordre inférieur - que les erreurs expérimentales.).

La première question qu'on peut se poser suite à ces résultats, est l'origine de la double inversion de l'écoulement axial, ce phénomène observé depuis les années 60 et toujours non expliqué.

Le fait que des bulles sont présentes dans notre écoulement et qu'elles se concentrent au niveau du filament tourbillonnaire, nous permet de suivre l'évolution de ce dernier et de comprendre son comportement. Ceci nous a permis de fournir une première explication du phénomène. En effet, près du centre de la conduite, les vitesses axiales dirigées vers le bas sont induites par la laminarisation du filament (voir Section 5.4.2). Ainsi, pour les gros débits de liquide, l'intensité tourbillonnaire importante qui en résulte fait que la laminarisation domine l'hydrodynamique du filament.

Lorsque plusieurs entrées sont utilisées, comme il a été noté par [Erdal2001a], l'intensité tourbillonnaire induite est plus importante que lorsque l'injection se fait depuis une entrée unique. Ceci explique pourquoi cette double-inversion n'était observée que pour les débits importants, et lorsque le fluide était injecté par des entrées tangentielles multiples ([Nissan1961], [Guo1990], [Erdal2001a]).

Si l'intensité tourbillonnaire n'est pas suffisante pour que la laminarisation du filament domine (cas expérimental 4), c'est le gradient de pression adverse induit par l'écoulement swirlé qui va dominer la dynamique de l'écoulement au centre, et on observera une simple inversion d'écoulement.

Lorsque de l'air est également injecté dans le GLCC (cas expérimental 3), la perturbation de l'écoulement déstabilise le filament qui arrive de moins en moins à garder son intégrité, et par la suite à se laminariser. La vitesse axiale moyenne au centre sera donc ascendante.

Toutefois, on ne sait toujours pas pourquoi le filament laminarisé a tendance à descendre. Ceci voudrait dire que le gradient de pression au centre de l'écoulement est dirigé vers le bas. Peut-être que ce phénomène est en lien avec la précession du cœur du tourbillon ?

En conclusion, pour la première fois, la double inversion de l'écoulement dans les écoulements swirlés est expliquée. La séparation des bulles dans le GLCC ne se fait pas de la manière dont on le pensait : lorsque le GCU est faible, les bulles qui rejoignent le filament ne regagnent pas l'interface principale pour se désengager, mais au contraire, ont tendance à se diriger vers la jambe de sortie inférieure. Ceci explique le fait que le filament de bulles s'étire toujours jusqu'à la sortie inférieure. Si le GCU reste faible, c'est qu'il en est de même pour la production de bulles dans la partie basse du GLCC.

Dans le cas de certains séparateurs cyclones comme les hydroclones, l'utilisation de deux entrées diamétralement opposées améliore les performances du système [Tue Nenu2009]. Dans le cas du GLCC, cette configuration n'a pas été retenue, puisqu'elle semblait favoriser la double inversion de l'écoulement, et par la suite pensait-on, augmenter le GCU [Erdal2001a]. Notre compréhension de l'hydrodynamique du GLCC ayant évolué, nous conseillerons plutôt de retenir cette configuration qui résulte en une plus grande intensité tourbillonnaire :

- ⇔ La production de bulles sera inférieure, il en sera donc de même pour le GCU.
- ⇔ L'intensité tourbillonnaire sera plus importante, et son atténuation sera moindre, comme rapporté par [Erdal2001a].
- ⇔ L'écoulement du liquide aussi bien que du gaz sera plus axisymétrique, d'où une diminution des phénomènes de court-circuitage. Le LCO en rubans prématuré, observé lorsque les débits de liquide sont faibles, doit a priori être atténué.
- ⇔ Finalement, il reste à trouver une méthode permettant de désengager les bulles retenues dans le filament. Nous avons installé une double jambe de sortie dans le bas du GLCC. On pensait que le dédoublement de la section de sortie doit créer un gradient de pression ascendant, perturber le filament, et peut être ainsi l'empêcher de se laminariser. Cependant des tests LDV on montré que l'écoulement moyen au centre reste descendant. Les perturbations induites se dissipent sans doute rapidement dans la région centrale de l'écoulement, comme expliqué par [Kitoh1991].

### 6.3.1.3 $u^{rms}$ du liquide

La Figure 6.9 montre les contours de la racine de la première composante diagonale du tenseur de Reynolds projeté sur la base cartésienne, associée au champ de vitesse du liquide. Lorsque les mesures sont faites sans ensemencement, les résultats obtenus sont similaires, et ne seront donc

---

3. Pour "Root-Mean-Square" :  $u^{rms} = \sqrt{u'^2}$ .

pas montrés. La Figure 6.10 montre les profils de  $u^{rms}$  du liquide, correspondant aux quatre cas expérimentaux, à une distance de 600 mm au-dessous du niveau de l'alimentation.

On remarque que, comme dans les écoulements swirlés monophasiques, la “turbulence” est importante et peut augmenter au centre de l'écoulement. Ceci n'est pas dû à de la vraie turbulence, mais plutôt à la précession cohérente du filament tourbillonnaire (le phénomène PVC), comme déjà expliqué dans ce manuscrit. Des profils de  $u^{rms}$  du liquide à des positions différentes sont donnés dans l'Annexe D.

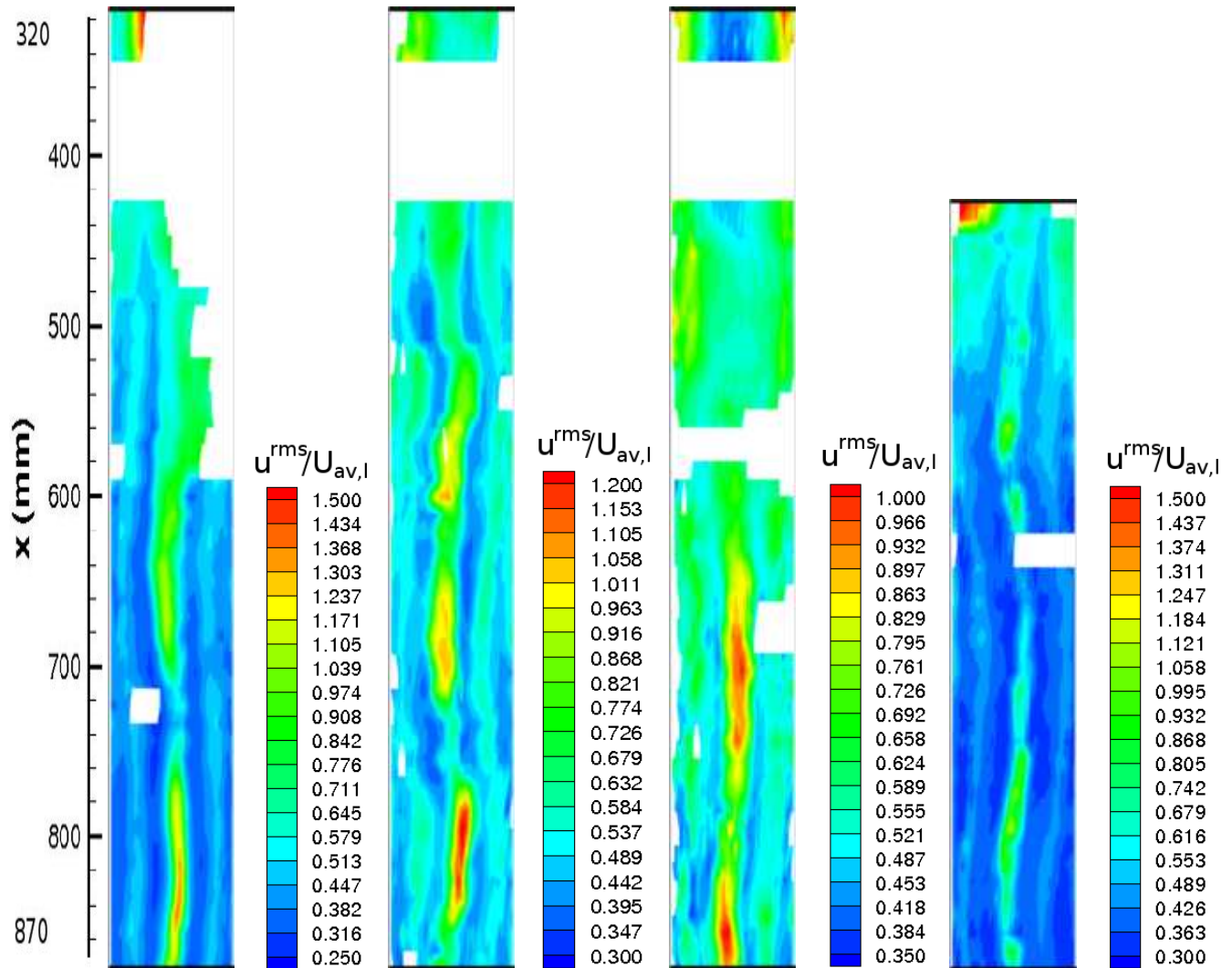


FIGURE 6.9 – Contours de  $u^{rms}$  du liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.

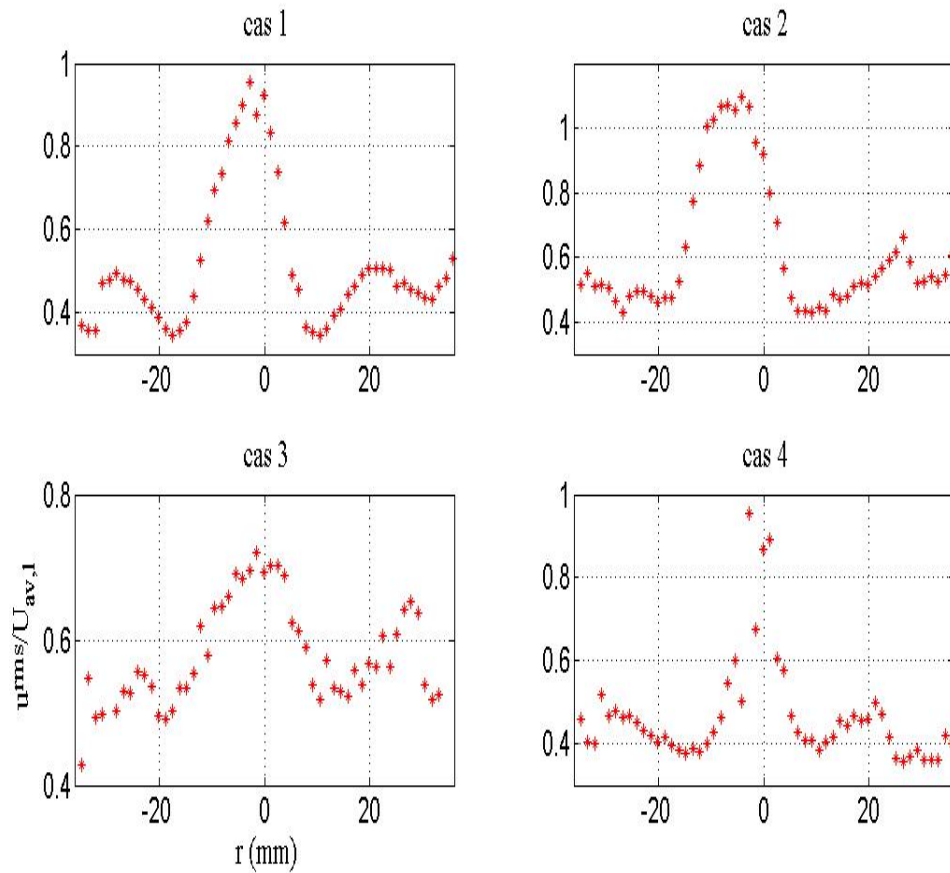


FIGURE 6.10 – Profils de  $u^{rms}$  du liquide pour les différents cas expérimentaux, à  $x = 600\text{mm}$ .

#### 6.3.1.4 Fiabilité des vitesses axiales

Les contours représentant la fiabilité des mesures dans la direction axiale sont montrés sur la Figure 6.11. On remarque que la fiabilité des mesures baisse dans les zones où les vitesses axiales moyennes sont faibles, le spectre des réflexions ne pouvant plus être retiré.

En tout cas, même si la reproductibilité des mesures en certains points peut être contestée, la structure d'ensemble de l'écoulement telle qu'elle est révélée par nos mesures est très fiable.

#### 6.3.1.5 Taux d'acquisition en absence de particules traçantes

Comme on l'a déjà mentionné, les mesures LDV durent 2 minutes en chaque point de mesure. Le taux d'acquisition correspond aux nombres de mesures validées par seconde, une fois que le spectre des réflexions est retiré. La Figure 6.12 représente le taux d'acquisition de la LDV lorsque l'écoulement n'est pas encoreensemencé.

Compte tenu des problèmes de l'appareil, ces mesures ne peuvent être reliées au taux de présence des bulles.

#### 6.3.1.6 Taux d'acquisition en présences de particules traçantes

La Figure 6.13 montre le taux d'acquisition correspondant aux mesures faites lorsque l'écoulement estensemencé. On les montre compte tenu du fait qu'ils sont liés à la reproductibilité des mesures.

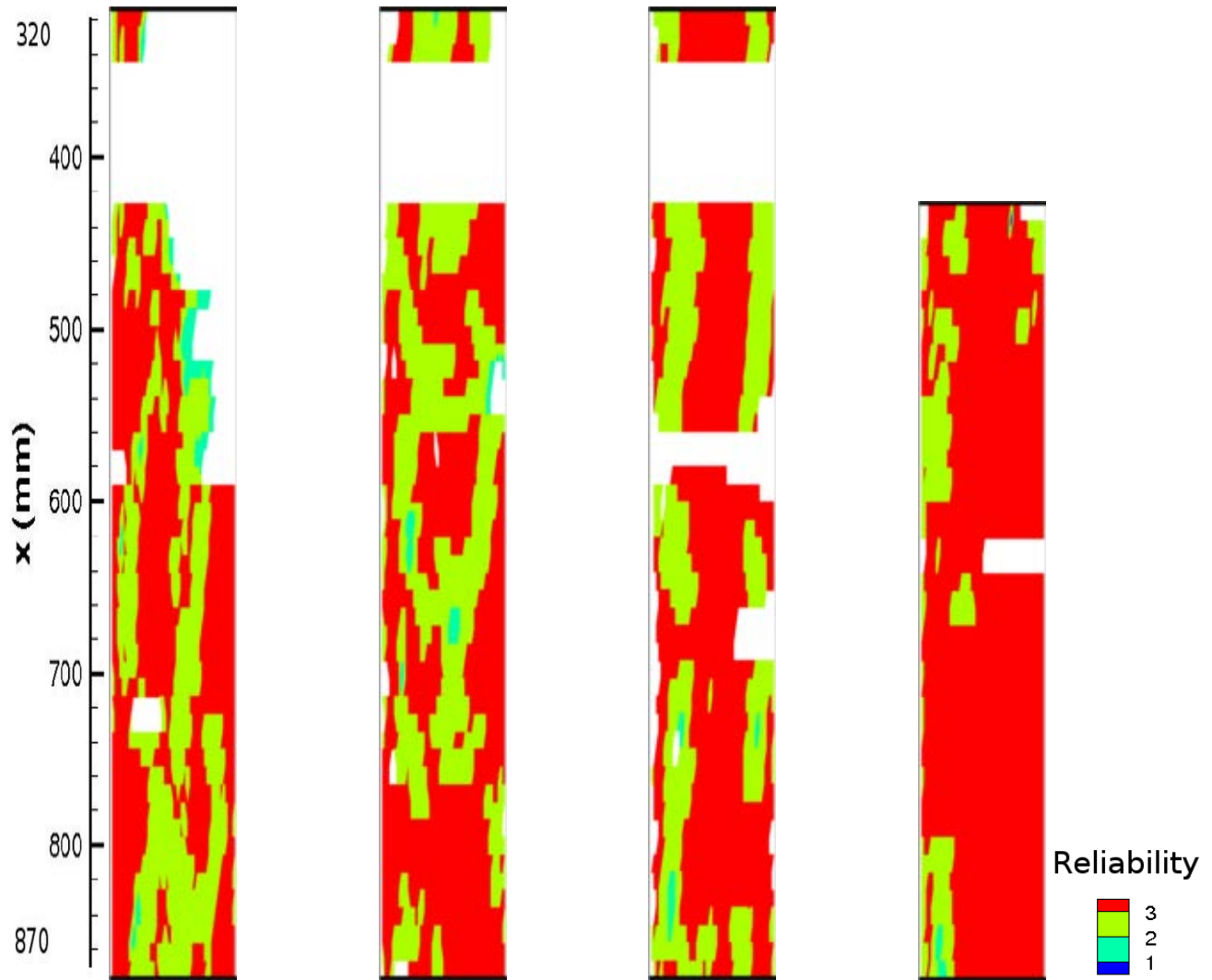


FIGURE 6.11 – *Contours de la fiabilité des mesures axiales concernant la phase liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.*

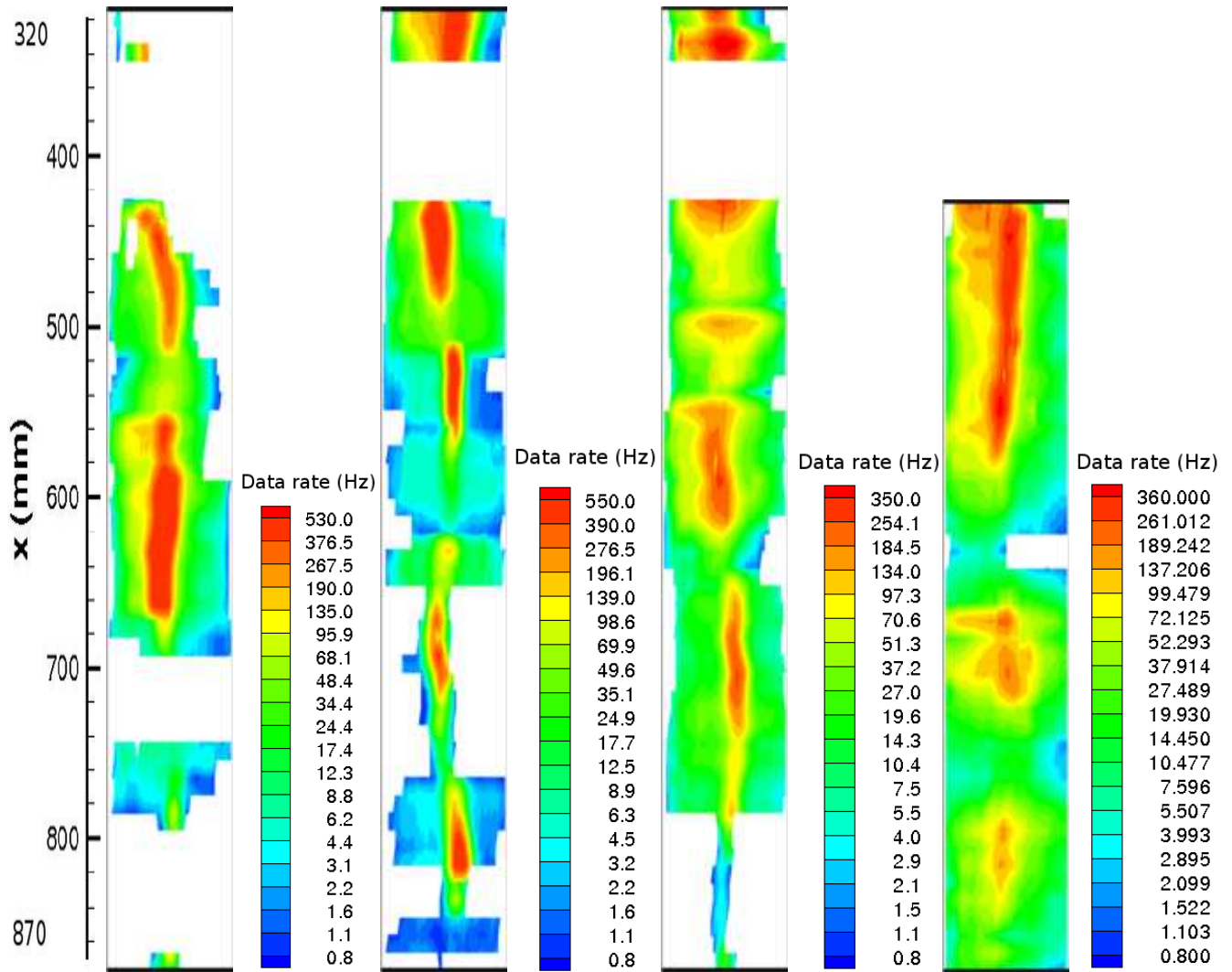


FIGURE 6.12 – Contours du taux d'acquisition lorsque l'écoulement n'est pasensemencé par des particules d'Irodine : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.



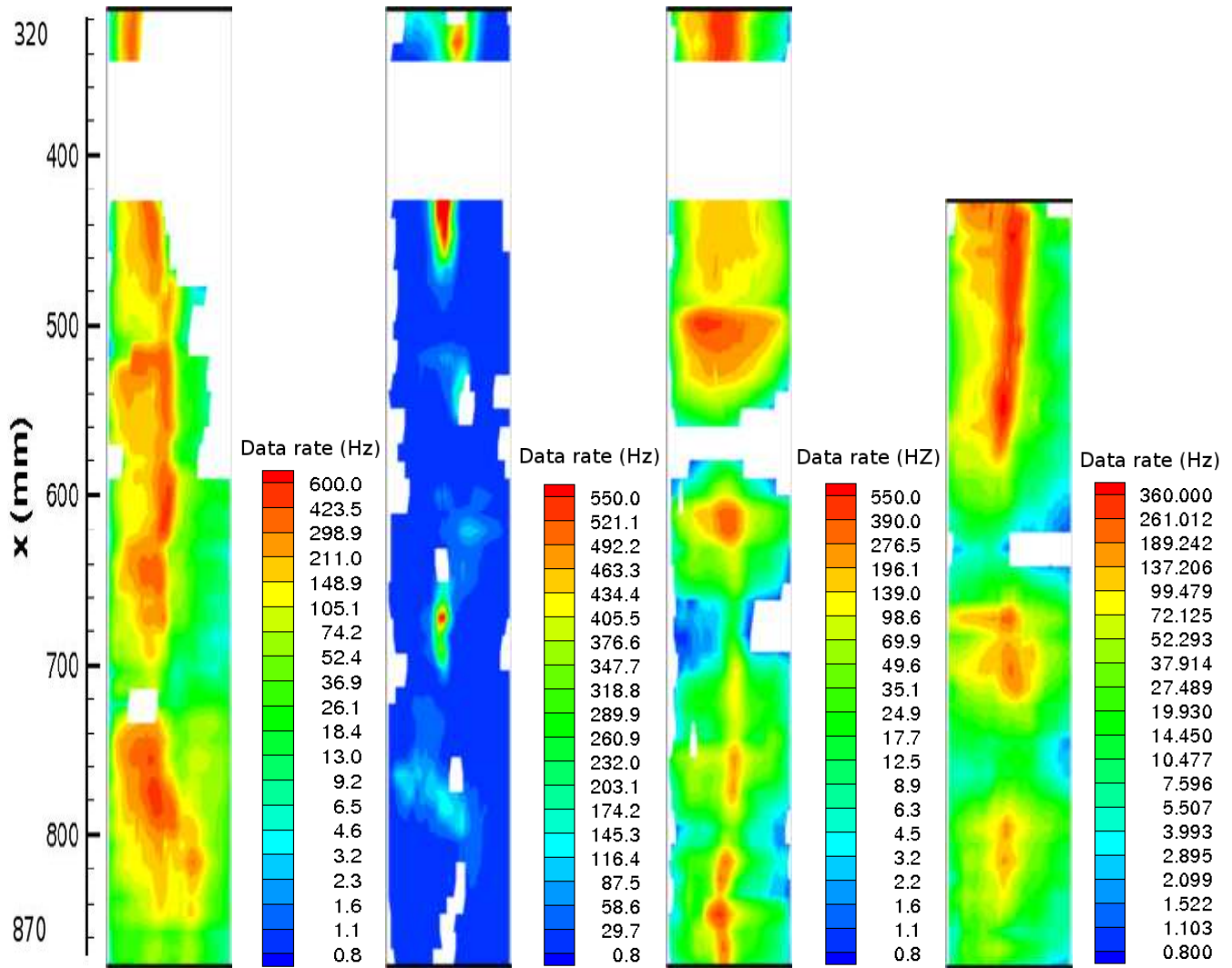


FIGURE 6.13 – Contours du taux d’acquisition lorsque l’écoulement estensemencé par des particules d’Iodine : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.

## 6.3.2 Mesures dans la direction tangentielle

### 6.3.2.1 Vitesse tangentielle moyenne des bulles

La Figure 6.14 montre les contours des vitesses tangentielles moyennes lorsque l’écoulement n’est pasensemencé. Les résultats sont discutés dans la section suivante.

### 6.3.2.2 Vitesse tangentielle moyenne du liquide

La Figure 6.15 montre les contours des vitesses tangentielles moyennes du liquide. On note que les profils et amplitudes des vitesses des bulles et du liquide sont similaires. En comparant les contours de vitesse des cas expérimentaux 2 et 3, on peut conclure que comme attendu, l’écoulement gazeux accélère la rotation du liquide, et aboutit à des vitesses tangentielles plus importantes.

La Figure 6.16 montre les profils de vitesse tangentielle moyenne du liquide à une distance de 600 mm au-dessous de l’entrée. Comme dans les expériences monophasiques, les profils obtenus correspondent à un écoulement de vortex forcé au centre, entouré par une zone de vortex libre.

La présence d’un écoulement d’air semble augmenter l’extension de la zone de rotation solide. Des profils de vitesse tangentielle moyenne du liquide à des positions différentes sont donnés dans

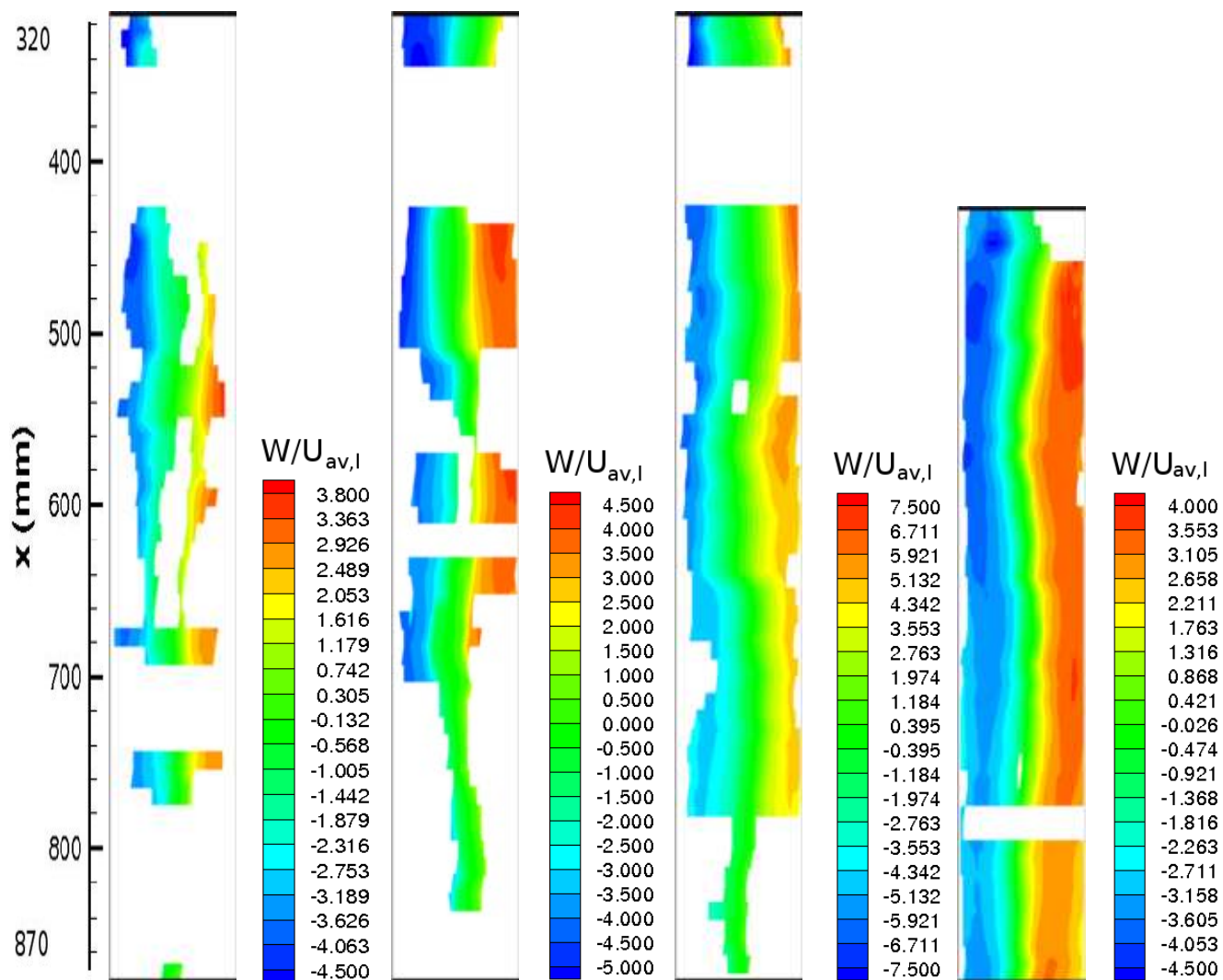


FIGURE 6.14 – Contours de la vitesse tangentielle moyenne des bulles : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.

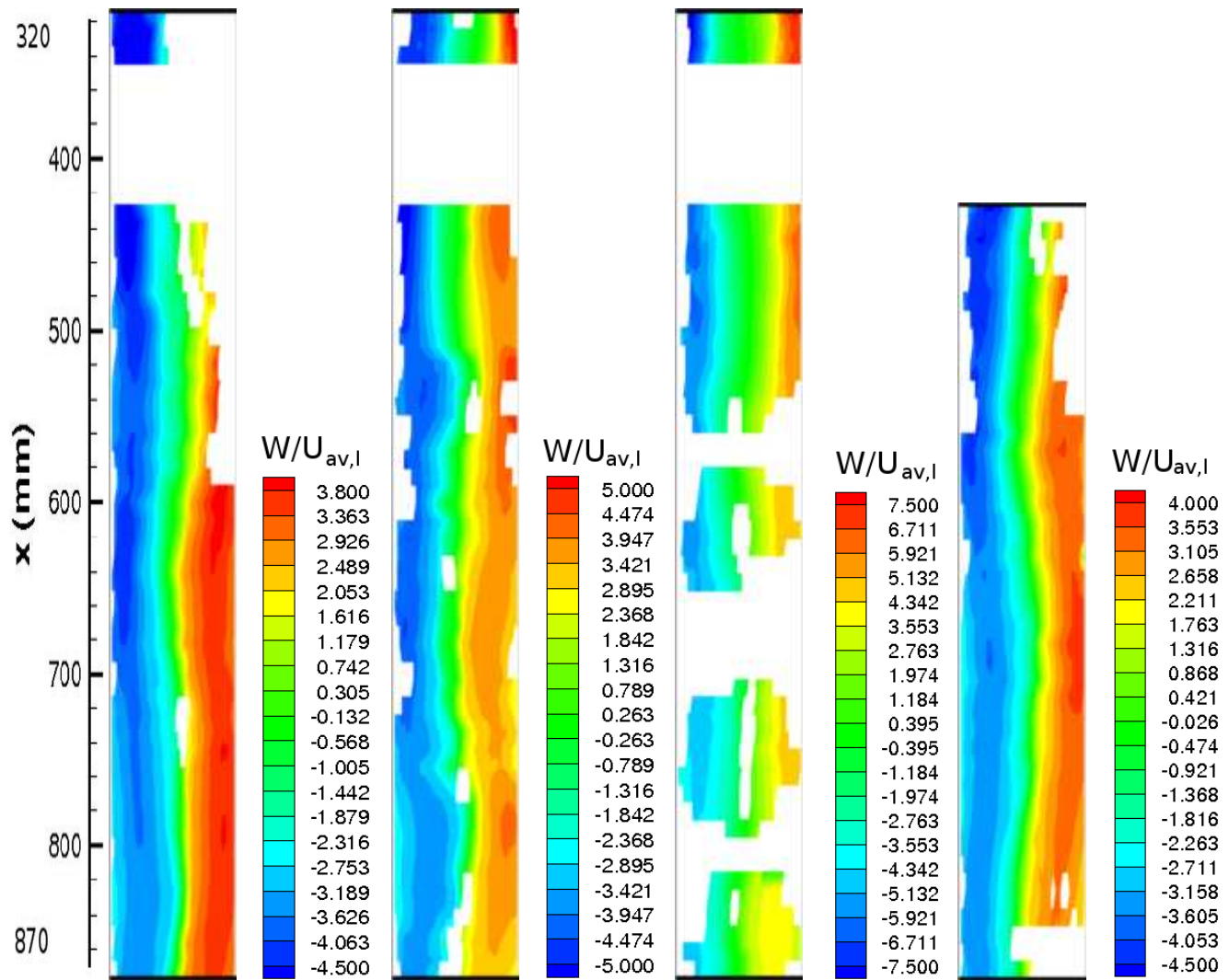


FIGURE 6.15 – Contours de la vitesse tangentielle moyenne du liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.

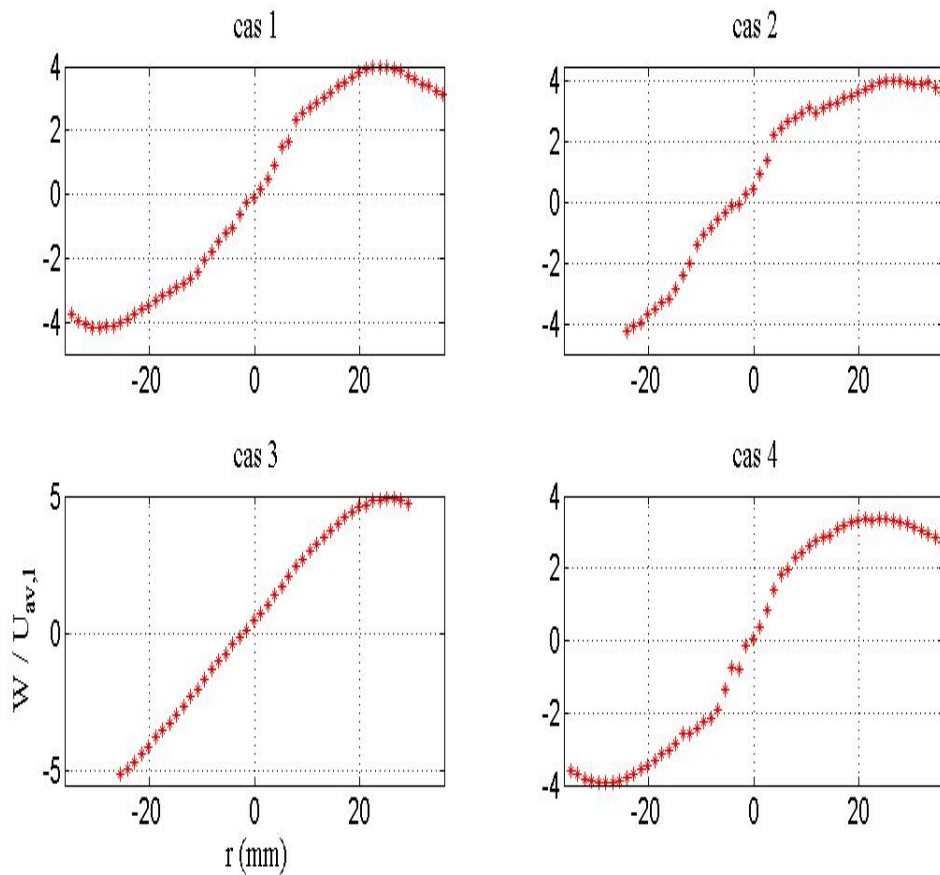


FIGURE 6.16 – Profils de vitesse tangentielle moyenne du liquide pour les différents cas expérimentaux, à  $x=600$  mm.

### 6.3.2.3 $w^{rms}$ du liquide

Les valeurs de la racine de la seconde composante diagonale du tenseur du Reynolds projeté sur la base cartésienne sont similaires pour les mesures avec et sans ensemencement. On se contentera donc d'afficher les contours relatifs au champ de vitesse du liquide sur la Figure 6.17.

La Figure 6.18 montre les profils de  $w^{rms}$  du liquide pour les quatre cas expérimentaux à une distance de 600 mm au-dessous du niveau de l'entrée.

En comparant les valeurs de  $w^{rms}$  à celles de  $u^{rms}$ , il paraît que la "turbulence" au centre de l'écoulement est plus prononcée dans la direction tangentielle. Cette constatation est à considérer avec prudence, puisque l'on sait déjà que la turbulence mesurée au centre est en grande partie due au phénomène cohérent de précession du cœur du vortex.

Des profils de  $w^{rms}$  du liquide à des positions différentes sont donnés dans l'Annexe D.

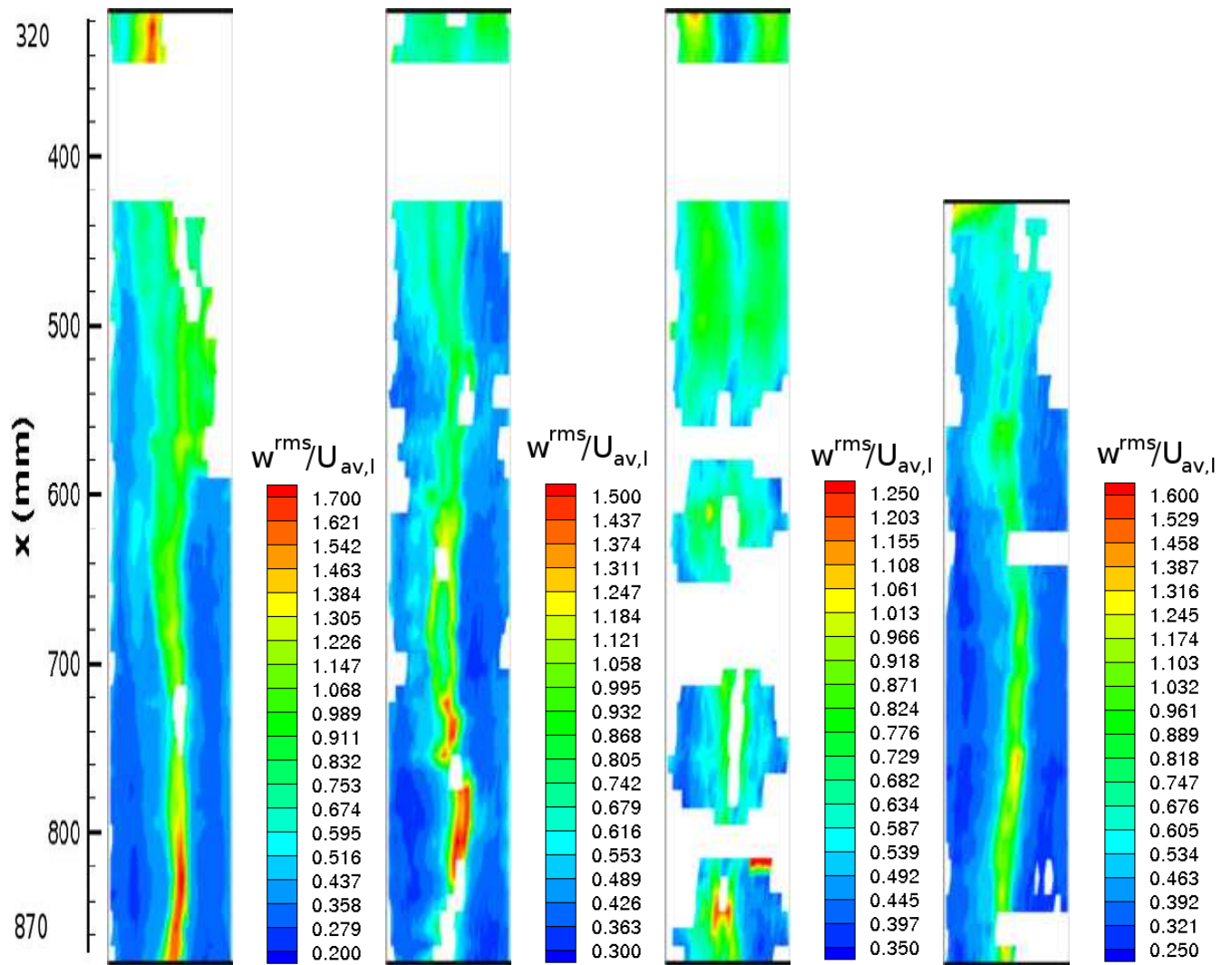


FIGURE 6.17 – Contours de  $w^{rms}$  du liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.

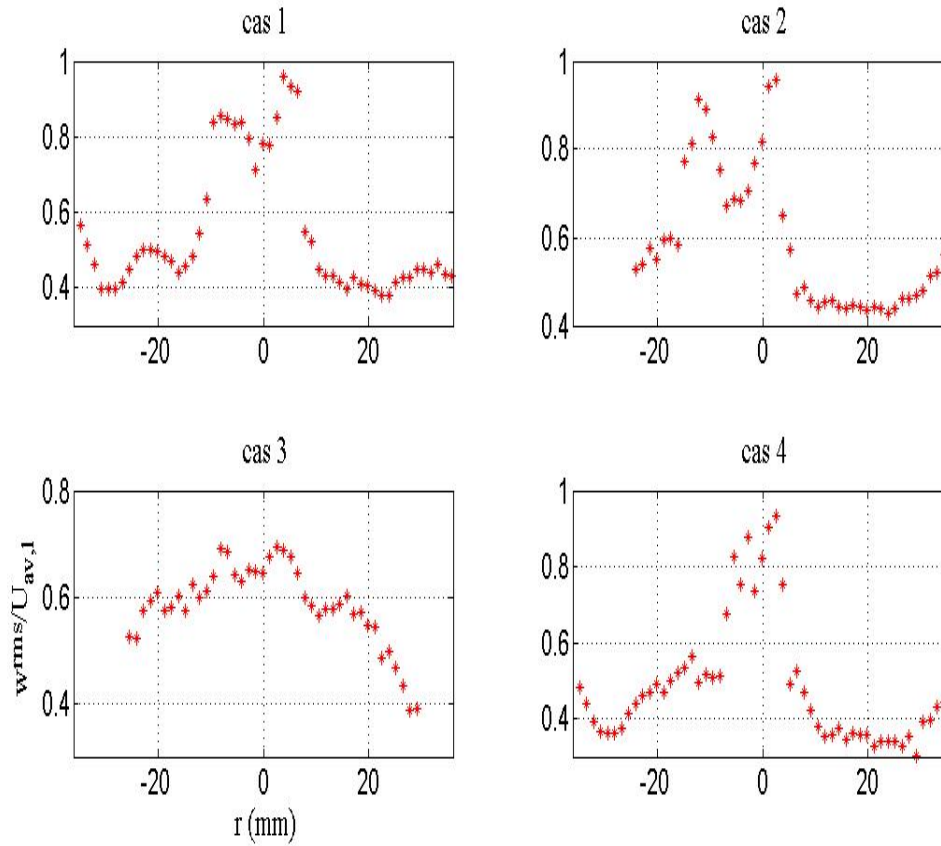


FIGURE 6.18 – Profils de  $w^{rms}$  du liquide pour les différents cas expérimentaux, à  $x = 600\text{mm}$ .

### 6.3.2.4 Fiabilité des vitesses tangentielles

Les contours représentant la fiabilité des mesures dans la direction tangentielle sont montrés sur la Figure 6.19. Les mesures sont le moins fiables au centre de l'écoulement : la vitesse tangentielle moyenne  $y$  est faible, et il n'est plus possible de séparer correctement le spectre des vitesses du spectre des réflexions.

### 6.3.2.5 Taux d'acquisition en présence de particules traçantes

La Figure 6.20 montre les taux d'acquisition correspondant aux mesures faites lorsque l'écoulement est ensemené par des particules d'Iridine.

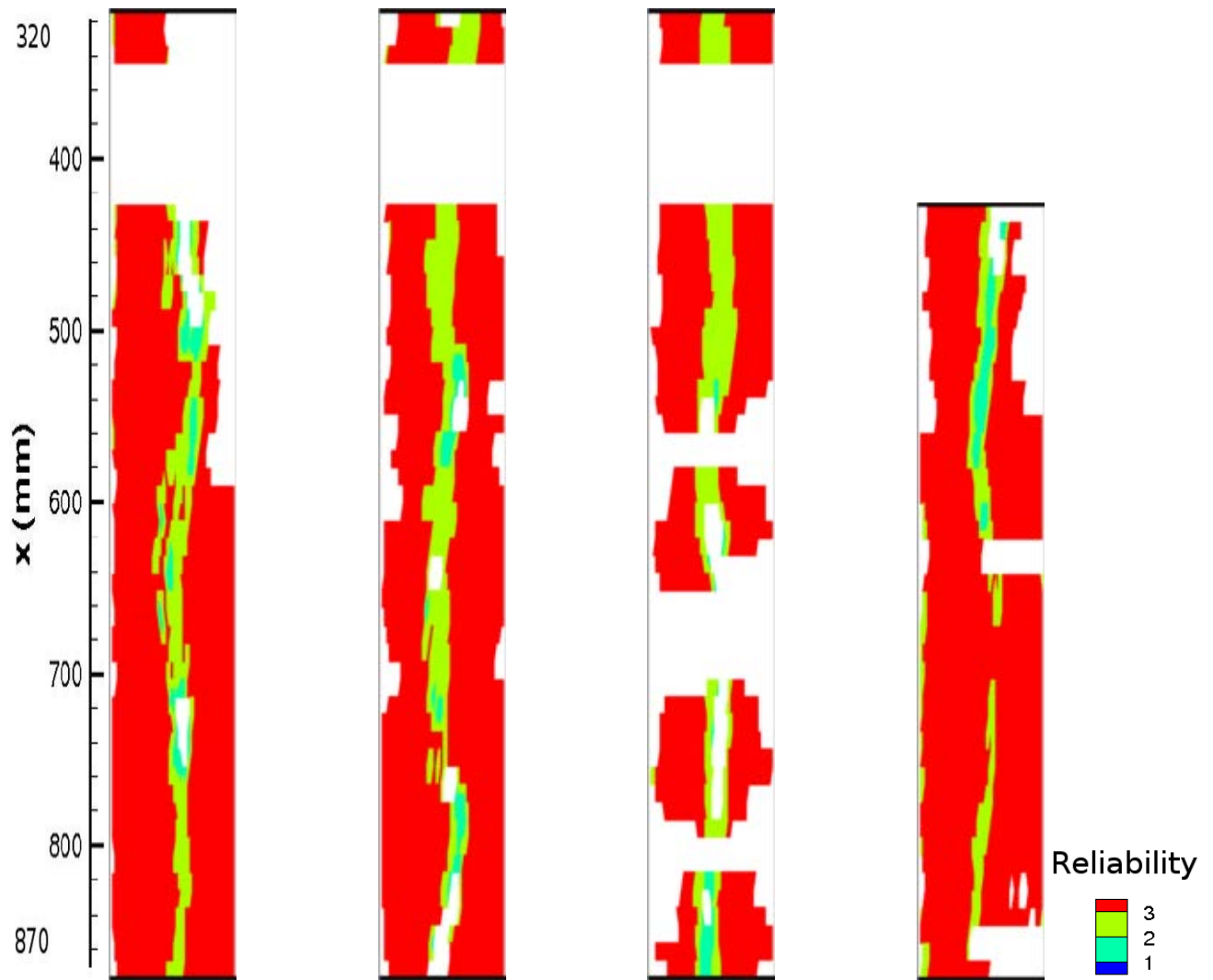


FIGURE 6.19 – Contours de la fiabilité des mesures tangentielles concernant la phase liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.

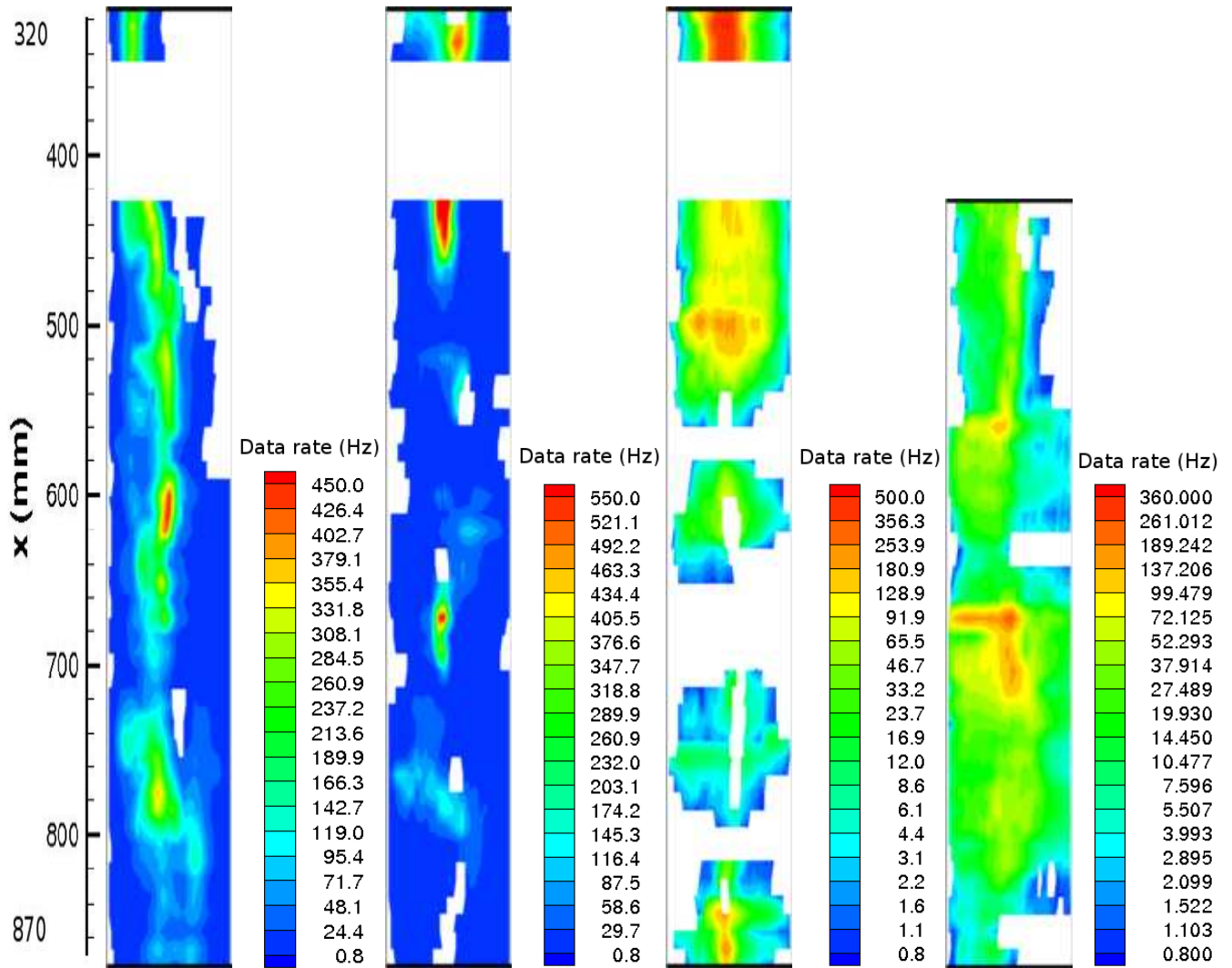


FIGURE 6.20 – Contours du taux d’acquisition en présence d’ensemencement : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4.

### 6.3.3 Estimation de l’énergie cinétique turbulente

Nos mesures ne concernant que deux directions de vitesse, pour estimer l’énergie cinétique de turbulence, nous avons utilisé l’approximation employée par [Erdal2001a], à savoir :

$$v^{rms} = \frac{1}{2}(u^{rms} + w^{rms}) \quad (6.1)$$

Les contours correspondant à l’énergie cinétique de turbulence dans le liquide sont montrés sur la Figure 6.21. La Figure 6.22 montre les profils de  $k$  pour les quatre cas expérimentaux considérés, à une distance de 600 mm au-dessous du niveau d’alimentation.

La comparaison avec les contours de l’énergie cinétique turbulente en monophasique réalisés par [Erdal2001a] (par exemple 3.5c) indique que dans le cas diphasique, la “turbulence” (inclus la pseudo-turbulence due aux bulles, les phénomènes instationnaires non erratiques...) est plus prononcée. Toutefois la comparaison reste à considérer avec précaution du fait de la différence des débits d’alimentation, ainsi que de la différence de diamètre entre les deux pilotes.

Des profils de l’énergie cinétique turbulente du liquide à des positions différentes sont donnés dans l’Annexe D.



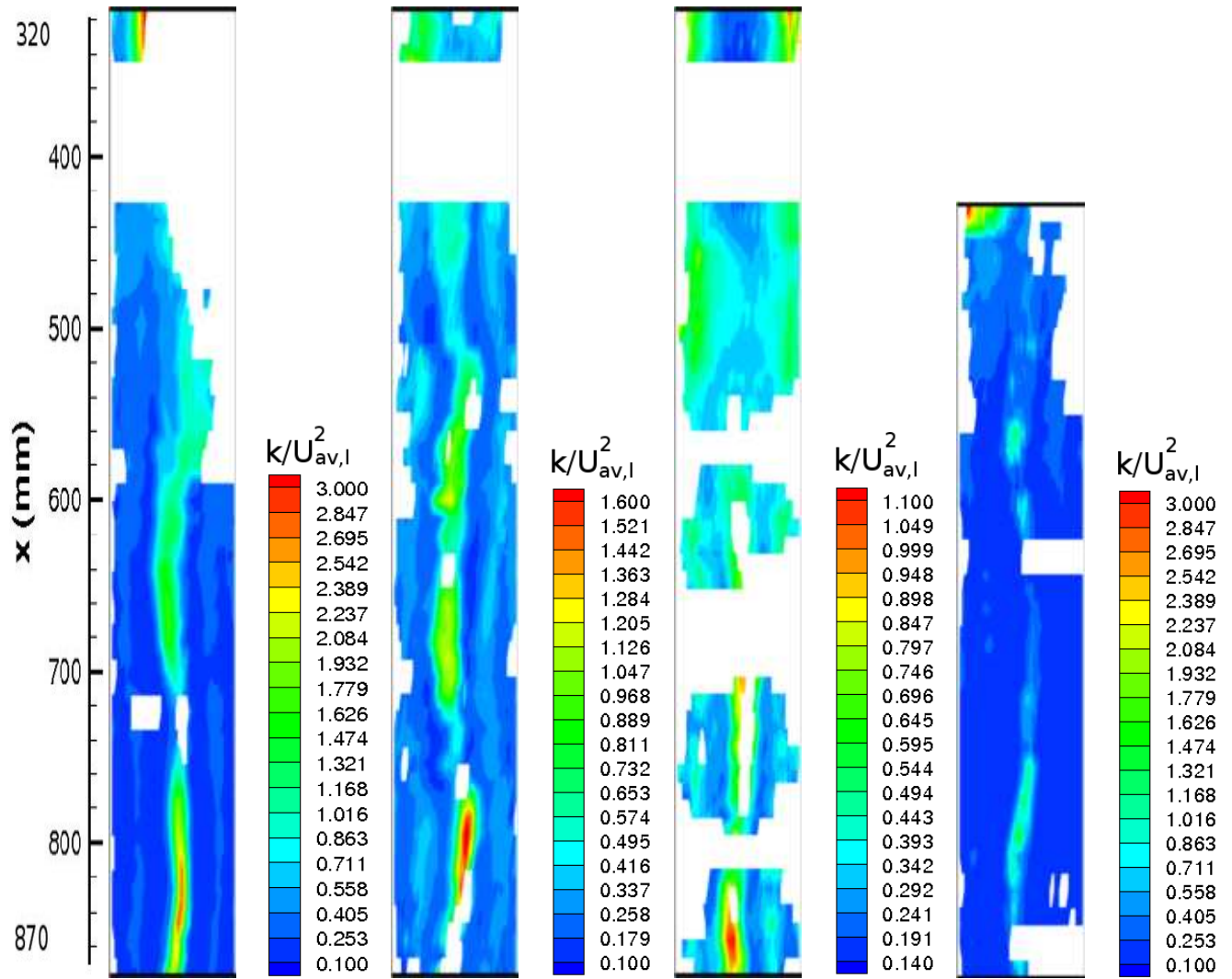


FIGURE 6.21 – Contours de l'énergie cinétique turbulente du liquide : de gauche à droite, respectivement les cas expérimentaux de 1 à 4

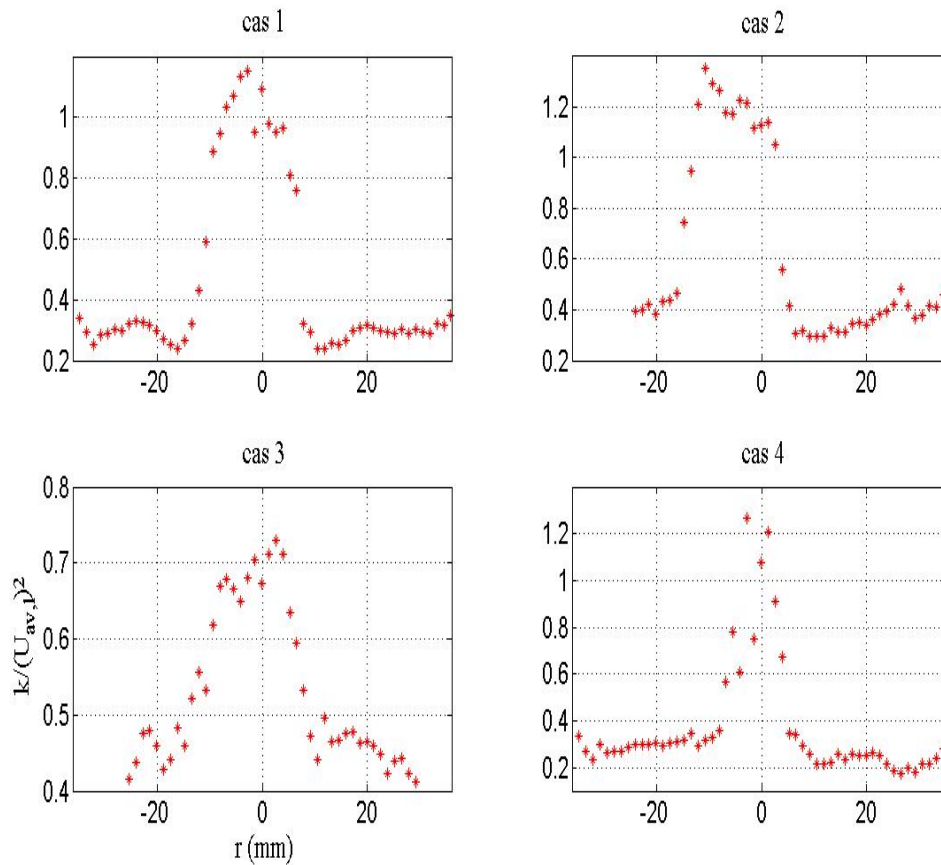


FIGURE 6.22 – Profils de l'énergie cinétique turbulente du liquide pour les différents cas expérimentaux, à  $x = 600\text{mm}$ .

## 6.4 Simulations diphasiques

La CFD peut être un outil précieux pouvant remplacer les modèles algébriques pour prédire le comportement hydrodynamique du GLCC, qui en diphasique, s'avère fortement dépendant de la taille de l'appareil ainsi que des débits d'entrée. Par rapport aux cas monophasiques, le vrai défi est de pouvoir simuler correctement l'interface principale de l'écoulement.

Nous avons tenté de simuler les cas expérimentaux 1 et 2 (voir Tableau 6.1). Cependant le comportement des simulations était similaire dans les deux cas. On ne discutera donc que des simulations du premier cas expérimental dans le reste de ce manuscrit. Le modèle de turbulence utilisé est le  $k - \varepsilon$  Realizable dans sa version Haut-Re, étant donné qu'il a montré sa supériorité pour prédire les écoulements swirlés monophasiques dans les géométries type GLCC (Chapitre 4). Les paramètres numériques sont les mêmes que ceux qu'on a retenus dans le Chapitre 4. Le maillage que nous avons utilisé comprend environ 50 000 mailles. Le nombre de mailles peut ne pas être suffisant pour que la solution soit indépendante du maillage. Cependant, en raison de la lourdeur des calculs et du nombre de tests à réaliser, il est nécessaire de commencer par un tel maillage, au moins jusqu'à se faire une idée des paramètres optimaux des simulations. Si les résultats s'avèrent prometteurs, les calculs peuvent être relancés sur des maillages plus fins jusqu'à obtenir une solution indépendante du nombre de mailles utilisées.

L'entrée de l'écoulement est divisée en deux parties : une partie supérieure d'où pénètre le gaz, et une entrée inférieure d'où s'écoule le liquide. La taille respective de ces deux entrées est fixée selon les valeurs de rétention trouvées à l'aide du traitement d'images des écoulements à l'entrée

(Section 5.2.3).

Pour prédire la forme et la position des interfaces, la méthode VOF est la plus adaptée (c'est la seule méthode de suivi ou de capture d'interface disponible dans Fluent 6.3). Cependant, compte tenu des déformations rapides des interfaces et de la présence de petites échelles interfaciales, la méthode VOF n'a pu convenir à cette utilisation. Les temps de calcul demandés sont prohibitifs.

De ce fait, il ne nous reste comme choix que d'utiliser les méthodes à n-fluides. Comme il a été discuté dans la Section 3.6, les méthodes à n-fluides présentent le gros inconvénient que les échanges interfaciaux doivent être modélisés comme étant les échanges entre une phase continue et une phase dispersée dont la taille est fixée par l'utilisateur. Cette taille n'a pas vraiment de sens physique dans des écoulements comme les nôtres. La seule solution est donc de réaliser des simulations avec différentes tailles d'inclusions, tantôt en considérant que la phase dispersée se présente sous forme de gouttes, tantôt en considérant qu'elle se présente sous forme de bulles, en espérant trouver une taille pour les inclusions qui conviendrait pour reproduire les résultats expérimentaux.

Nous avons utilisé le modèle dit Euler-Euler disponible dans Fluent 6.3 (pour les détails consulter [Fluent2006]). La technique LES ne peut pas être utilisée avec cette approche. Les bilans des paramètres turbulents (l'énergie cinétique turbulente et son taux de dissipation) sont résolus pour chaque phase séparément. Pour modéliser l'échange interfacial (le terme  $\vec{F}_{mk}$  dans l'Équation 3.7), dans un premier temps, on ne va considérer que la contribution de la force de traînée, décrite à l'aide de la corrélation de Schiller-Naumann.

Les simulations stationnaires divergent assez rapidement, bien qu'on ait essayé de forcer - numériquement - la solution à converger. On a donc réalisé les simulations en mode pseudo-stationnaire. Lorsque l'air est considéré comme étant la phase dispersée, des pas de temps de l'ordre de 0,001 s sont suffisants pour éviter la divergence de la solution. Lorsque les gouttes sont considérées comme étant la phase dispersée, des pas de temps inférieurs à 0,001 s sont souvent nécessaires pour éviter la divergence des calculs. Il faut simuler environ cinq secondes réelles de l'écoulement avant que la solution pseudo-stationnaire ne soit atteinte.

### 6.4.1 Prédiction de la forme du vortex

Les résultats montrent que la taille choisie pour les inclusions est un paramètre influençant fortement la solution obtenue (Fig.6.23). Si la taille des inclusions est très petite, les vortex se creusent profondément (Fig.6.23a). Pour une taille plus importante, les simulations prédisent un vortex avec un filament de bulles plus ou moins long (Fig.6.23b). Lorsque la taille des inclusions est encore augmentée, l'échange interfacial diminue encore, et les écoulements des phases deviennent de moins en moins liés.

Lorsque la phase dispersée est considérée sous forme de gouttes, les tendances restent les mêmes que si elle se présente sous forme de bulles.

Bien que la Figure 6.23a puisse nous laisser penser que les résultats de la simulation correspondante sont fiables (en comparant le taux de vide à celui de la Figure 6.2d), ce n'est pas tout à fait le cas. En fait, lorsque le type d'écoulement dans la partie basse du GLCC est de type vortex profondément creusé (voir Section 5.4.1) comme pour le cas expérimental 1, le vortex se creuse à cause de la dépression importante au centre et qui est due au mouvement tourbillonnaire intense de la phase liquide. Cette dépression permet au gaz de pousser le liquide et d'occuper sa place au centre du tourbillon. Le phénomène dépend donc peu des échanges interfaciaux - notamment en terme de contraintes de cisaillement - entre les deux phases. Il ne doit donc pas dépendre autant de la taille de la "phase dispersée". Le résultat montré sur la Figure 6.23a bien qu'il ressemble à

la situation expérimentale, n'est donc pas vraiment physique. La simulation concernée assimilant l'air à des bulles de très petit taille ( $100\ \mu\text{m}$ ), le terme d'interaction entre l'air et le liquide va être important : dans la simulation, c'est donc le liquide qui entraîne le gaz vers le bas grâce à l'échange visqueux, ce qui ne correspond pas à la réalité physique.

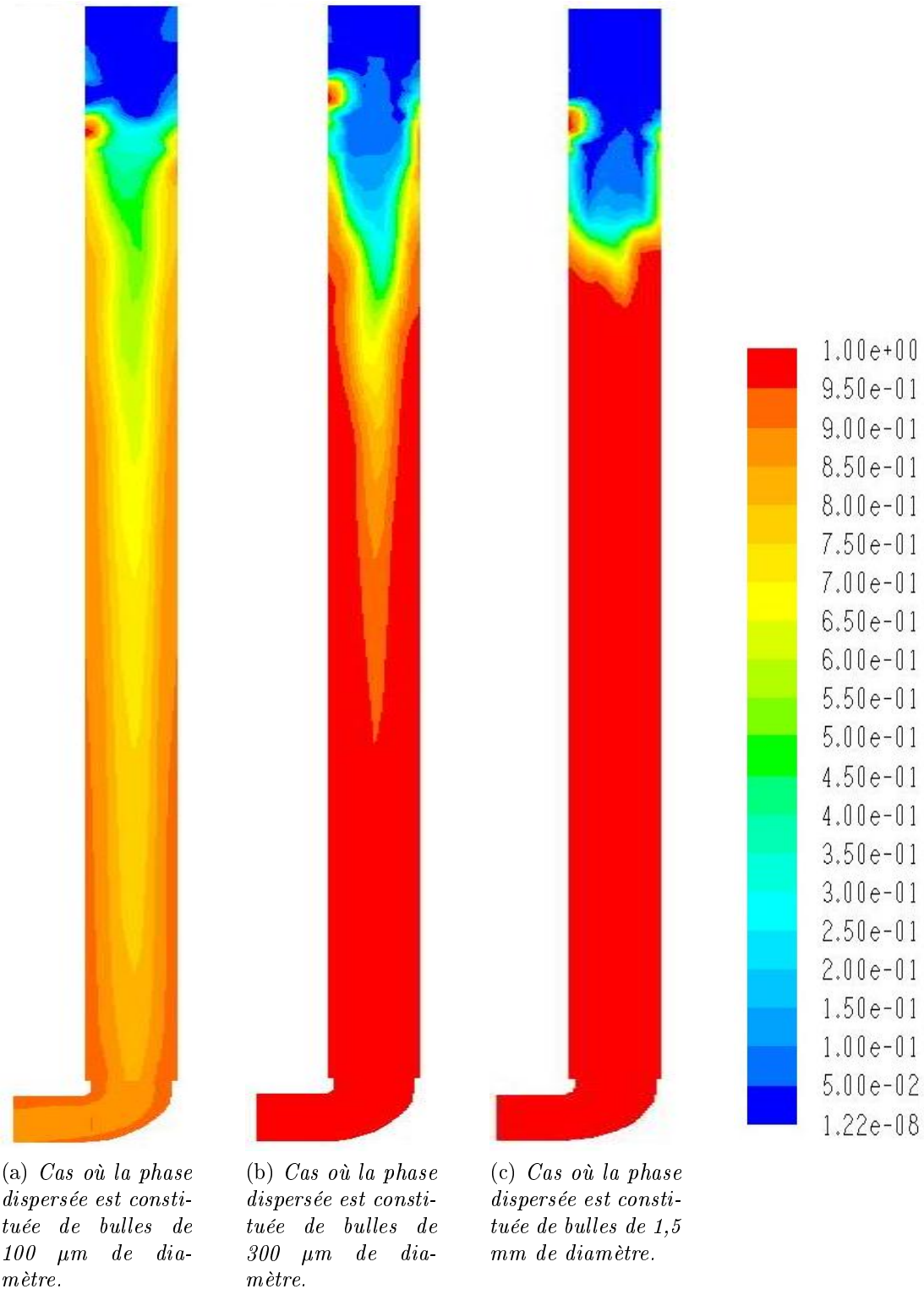


FIGURE 6.23 – Rétention moyenne en eau dans la partie inférieure du GLCC, obtenue à l'aide des simulations Euler-Euler du cas expérimental 1.

## 6.4.2 Prédiction de la qualité de la séparation

Comme on peut le constater d’après la Figure 6.2d, la simulation prédit un GCU d’autant plus important que la taille de la phase dispersée (qu’elle soit sous la forme de bulles ou de gouttes) est petite. Ceci est aussi vrai pour ce qui concerne le LCO. D’ailleurs, le LCO associé aux simulations du cas expérimental 1 avec une taille de bulles respectivement de 100, 300 et 1500  $\mu\text{m}$ , est dans les trois cas non négligeable, et se fait sous forme pariétale. Il est d’autant plus important que la taille des bulles est petite. Ainsi, plus la simulation arrive à “creuser” le vortex, plus elle va prédire des LCO importants et ne correspondant pas à la réalité.

On conclut donc que plus la taille donnée aux inclusions est petite, plus le gaz arrive à pénétrer dans la partie inférieure du GLCC. Cependant, comme noté dans la section précédente, le terme d’échange interfacial est dans ce cas là surestimé. Il en résulte un LCO prématuré et non physique, puisque le gaz va pouvoir entraîner le liquide vers la jambe de sortie supérieure.

Finalement, on peut se demander s’il est possible de prédire les limites de LCO à l’aide des modèles à n-fluides. En fait, nos simulations des cas expérimentaux 1 et 2 ont montré que les simulations sous-estiment la quantité d’eau disponible au-dessus de l’entrée, et ce pour les différentes tailles de la phase dispersée (on a essayé des valeurs allant jusqu’à 10 cm). De ce fait, les simulations ont sans doute du mal à prédire l’établissement d’un écoulement en bouillon dans la partie supérieure du GLCC. De plus, les simulations ne reproduisent pas les vagues/bouchons dans l’écoulement d’entrée et qui vont déstabiliser le film liquide tourbillonnant. On pense donc que les simulations du GLCC avec les moyens actuels ne peuvent pas être utilisées pour prédire son efficacité.

Il paraît qu’elles ne peuvent pas reproduire le régime en bouillon si le niveau du vortex est au-dessous de l’entrée. Par contre elles vont prédire des LCO en rubans quand la taille de la phase dispersée est diminuée.

## 6.4.3 Prédiction du champ des vitesses axiales

Comme on l’a vu dans le Paragraphe 6.3.1.2, le profil de la vitesse axiale moyenne dans la partie basse du séparateur admet une double inversion d’écoulement. Nos résultats des simulations des écoulements monophasiques ont montré qu’aucun des modèles de turbulence disponibles dans Fluent 6.3 ne peut prédire cette situation expérimentale.

Maintenant que l’on a compris l’origine de ce phénomène, la déficience de ces modèles peut être expliquée. En fait, il va être difficile pour des modèles basés sur la *théorie des écoulements turbulents*, de pouvoir prédire la *laminarisation* du filament (phénomène qui est hors de l’équilibre turbulent considéré par les modèles de turbulence). En effet, les simulations en diphasique et pour les différentes tailles données à la phase dispersée, ne prédisent qu’une simple inversion de l’écoulement dans la partie basse du GLCC.

Le champ Eulérien des vitesses ne pouvant être correctement calculé, le suivi Lagrangien des trajectoires des bulles ne peut être fiable.

En ce qui concerne le vortex gazeux, les simulations prédisent une simple inversion de l’écoulement axial. Toutefois, étant donné les imprécisions des résultats, nous ne pousserons pas notre analyse plus loin. Dans tous les cas, le suivi des trajectoires des gouttes ne peut être utile pour prédire les performances du GLCC. Il faut être capable de reproduire l’écoulement en bouillon ou les rubans de liquide, qui eux causent le LCO et non pas les gouttes individuelles.

A la fin de cette section, on conclut donc que l’état actuel des connaissances en matière de

CFD ne permet pas de reproduire correctement l'hydrodynamique gaz-liquide dans le GLCC. Nous avons tenté de tenir compte des forces de masse ajoutée et de portance dans l'espoir d'améliorer les résultats, mais dans ces cas là, la convergence des calculs était fortement altérée.

Le problème des simulations semble venir de la modélisation de l'interaction du jet d'entrée avec les parois du GLCC. Ainsi les résultats numériques sous-estiment la quantité de liquide présente au-dessus du niveau d'entrée, à moins d'induire une "force de traînée" excessive et non physique, qui entraîne un LCO ne correspondant pas à la réalité expérimentale. Les résultats d'autres chercheurs semblent aller dans le même sens que les nôtres. Ainsi, on peut remarquer d'après la Figure 3.8a que les simulations numériques de [Reyes-Gutiérrez2006] ne reproduisent pas correctement le jet tourbillonnaire en sortie de la buse : leurs expériences montrent que les parois du GLCC sont entièrement mouillées par le liquide, ce qui n'est pas le cas avec leurs résultats numériques. La simulation prédit donc mal le retour du liquide vers la sortie de la buse, ainsi que la topologie de la nappe de liquide tourbillonnante au-dessus de l'entrée. Les méthodes de suivi/capture d'interfaces sont plus adaptées pour prédire l'interaction d'un jet fluide avec une paroi solide. Cependant, comme on l'a déjà noté, le mélange en sortie de la buse contient énormément d'inclusions : on observe souvent de l' "eau blanche". Ceci empêche l'utilisation de ces méthodes, au moins à l'heure actuelle (d'après le théorème de Shannon, la taille des mailles doit être au moins deux fois inférieure à la taille des inclusions pour que la simulation puisse correctement reproduire la topologie des interfaces).

Comme on l'a vu au Chapitre 4, la technique LES arrive à prédire la laminarisation du filament et la double inversion de l'écoulement axial. Elle est donc prometteuse pour les applications futures. Cependant, il reste à trouver une technique pouvant reproduire l'interface principale en des temps de calcul raisonnables. Il faut donc attendre de voir ce que pourrait nous rapporter au futur le progrès dans le domaine CFD. Peut-être des techniques utilisant un filtrage d'échelles, et simulant les grandes interfaces ?

## 6.5 Conclusions du chapitre

Pour éviter les erreurs possibles du fait de l'importation de résultats depuis des expérimentations en monophasique, nous avons réalisé des mesures de vitesse sur différents types d'écoulements tourbillonnaires dans la partie inférieure du GLCC. Nos résultats montrent que pour les cas expérimentaux où le filament tourbillonnaire arrive souvent à garder son intégrité, le profil de la vitesse axiale moyenne du liquide admet une double inversion d'écoulement. Pour les cas où l'intensité tourbillonnaire n'est pas suffisante, ou lorsque l'écoulement liquide est agité par un écoulement gazeux, le profil de vitesse axiale moyenne n'admet qu'une simple inversion.

Nous avons expliqué l'origine de ces phénomènes en nous basant sur le comportement complexe du filament tourbillonnaire, tel que nous l'avons remarqué dans nos expériences : la présence des bulles de gaz nous permettait de suivre son évolution. En fait, l'écoulement tangentiel correspond à un vortex forcé au centre de l'écoulement. D'après le critère de Rayleigh, l'effet de la force centrifuge est stabilisant et la turbulence est atténuée. De ce fait, le filament tourbillonnaire arrive à passer à un état laminaire ou pré-turbulent. Pour une raison qui nous est inconnue, la vitesse axiale du filament laminaire pointe vers le bas.

Dans les cas où le filament arrive souvent à se stabiliser, sa laminarisation domine son comportement : la vitesse axiale moyenne sera dirigée vers le bas. Sinon, du fait du gradient moyen de pression adverse (qui résulte du mouvement tourbillonnaire), la vitesse axiale est dirigée vers le haut.

Cependant, contrairement à ce que l'on peut intuitivement penser, la double inversion de l'écoulement n'entraîne pas un GCU important. En effet, elle n'a lieu que si l'intensité tourbillonnaire

dans le GLCC est suffisante, et si l'écoulement du liquide est suffisamment stable. Ces situations sont associées à une faible production de bulles. Même si la grande partie de ces bulles va être emmenée par le liquide dans la jambe de sortie inférieure (une fois qu'elles aient rejoint le filament du fait de la force centrifuge), le GCU reste faible.

Le GCU dépend donc essentiellement du taux de production de bulles dans le GLCC, et dans un degré moindre, de sa capacité à les séparer.

Finalement, on a essayé de reproduire nos résultats expérimentaux via la CFD. Les modèles à n-fluides se sont avérés incapables de prédire correctement la distribution des phases dans le GLCC. La double inversion de l'écoulement, du fait qu'elle résulte d'un phénomène de laminarisation, ne peut être reproduite par les modèles de type RANS.

Les modèles numériques actuels ne conviennent donc pas pour simuler les écoulements diphasiques dans les GLCCs.

# Chapitre 7

## Conclusion générale et Perspectives

Le GLCC a été étudié expérimentalement et numériquement. Notre apport concerne aussi bien le GLCC que les écoulements swirlés dans un contexte plus général. Les résultats de cette étude montrent que le modèle théorique élaboré par TUSTP ne convient pas pour prédire le comportement et l'efficacité du séparateur ; la méfiance des industriels à l'égard du GLCC est donc bien justifiée.

D'un point de vue théorique, plusieurs phénomènes relatifs aux écoulements swirlés ont été expliqués. Par exemple, la question de l'augmentation de l'énergie cinétique turbulente au cœur de l'écoulement tourbillonnaire est élucidée. Cette observation posait problème puisqu'elle était en désaccord avec le critère de Rayleigh, selon lequel l'écoulement au centre du tourbillon est stable.

Les simulations CFD des écoulements swirlés monophasiques ont montré que le filament tourbillonnaire subit un mouvement de précession. Ceci a été confirmé par nos observations expérimentales. Ce déplacement cohérent induit une variance importante de la vitesse Eulérienne aux positions proches du centre de la conduite. Cette variance de la vitesse est interprétée par certains appareils de mesure tels que la LDV comme étant de la turbulence. Cependant, la turbulence est faible au niveau du filament tourbillonnaire comme le prédit le critère de Rayleigh. Ceci peut être constaté grâce à certaines observations expérimentales telles que la stabilité du filament gazeux, l'existence de bouffées turbulentes intermittentes et même la laminarisation du filament.

Le phénomène de la double inversion de l'écoulement axial dans les écoulements swirlés a aussi été expliqué. Ce phénomène dont l'origine était encore inconnue, posait problème dans différents procédés employant les écoulements tourbillonnaires. Dans les GLCCs, on pensait qu'il conduisait à des GCU importants. Dans les échangeurs de chaleur par exemple, un tel régime entraîne une diminution de l'amplitude des vitesses axiales près des parois, et par la suite une chute des coefficients d'échange.

Cette étude est parvenue à cerner l'origine du phénomène grâce aux observations expérimentales. En fait, les bulles dans l'écoulement ont joué le rôle de traceurs, et nous ont permis de suivre le comportement instationnaire du filament tourbillonnaire. Celui-ci était sujet à des phénomènes complexes : il peut perdre son intégrité suite à une agitation importante dans la phase liquide, il peut se laminariser et se diriger par la suite dans le sens de l'écoulement, il est le siège de différentes ondes complexes, dont certaines sont de type panne de tourbillon. Ces dernières induisent toujours une composante de vitesse axiale ascendante ; en fait, elles remontent l'écoulement (mathématiquement, ceci est permis par la nature hyperbolique des écoulements tourbillonnaires).

La double inversion de l'écoulement axial est donc due à une stabilité importante du filament. Il arrive souvent à se laminariser et à garder son intégrité. La laminarisation étant dominante, la



moyenne de la vitesse axiale sera descendante au centre de l'écoulement.

Expérimentalement, l'influence de la buse d'entrée sur les performances du système a été abordée pour la première fois. Ce sujet n'est pas adressé dans la littérature, malgré le rôle déterminant de la buse qui conditionne l'intensité tourbillonnaire et la qualité de la séparation dans le GLCC.

Pour les gros débits d'eau, les dimensions de la buse n'influent que peu la limite de déclenchement du LCO. On pense que l'initiation du LCO pour cette gamme de débits dépend essentiellement du diamètre du cyclone, ainsi que du régime d'écoulement dans l'entrée du séparateur. Pour les faibles débits de liquide, une restriction trop sévère au niveau du convergent peut conduire à un court-circuitage du liquide vers la jambe de sortie supérieure sous forme de rubans.

En ce qui concerne le GCU, d'après nos expériences, il est d'autant plus faible que la vitesse d'injection du mélange est importante. Le mélange récupéré dans la jambe inférieure du GLCC ne contient que très peu de bulles, tant que le niveau du vortex est maintenu à une position correcte ; cependant une baisse du niveau du vortex conduit à un entraînement important de bulles dans la jambe de sortie inférieure. Cet entraînement est plus prononcé dans le cas où la viscosité du fluide ou son pouvoir moussant sont augmentés.

Ces différentes observations expérimentales montrent que le modèle théorique de TUSTP ne traduit pas réellement la réalité physique des phénomènes mis en jeu.

En ce qui concerne le LCO, il ne nous a pas été possible de dépasser le débit de gaz correspondant à la limite de transition vers un régime annulaire parallèle vers le haut dans la cyclone, sans que l'air n'entraîne du liquide dans la sortie supérieure. En plus, la stratégie de dimensionnement adoptée par TUSTP, qui consiste à utiliser une hauteur suffisante du GLCC pour que les gouttes heurtent la paroi avant d'atteindre la sortie supérieure, s'est révélée complètement inappropriée. Premièrement, elle ne tient compte ni de la vitesse d'éjection des gouttes, ni de l'atténuation importante de l'intensité tourbillonnaire dans le vortex gazeux due à la présence d'une nappe de liquide au-dessus du niveau d'alimentation. Deuxièmement, une fois que la nappe de liquide tourbillonnante commence à éjecter des gouttes, il suffit d'une augmentation légère du débit de gaz pour qu'un écoulement en bouillon s'installe dans la partie supérieure du GLCC ; l'augmentation de la hauteur de la partie supérieure dès lors ne joue qu'un rôle secondaire. Nous pensons que le modèle de prédiction du LCO doit être plutôt basé sur une analyse de la stabilité de la nappe de liquide tourbillonnante.

En ce qui concerne la séparation des bulles dans le GLCC, le processus ne se fait pas de la manière qui était jusque là supposée. En fait, l'explication admise jusque là postulait qu'une inversion importante de l'écoulement axial au centre de l'écoulement, conduit à une meilleure séparation des bulles ; celles-ci, une fois poussées jusqu'au centre grâce au champ centrifuge, seraient véhiculées par le liquide jusqu'à l'interface principale. D'un autre côté, la double inversion de l'écoulement axial était un phénomène à éviter ; les vitesses descendantes au centre de l'écoulement sont susceptibles d'entraîner les bulles rassemblées dans le filament jusqu'à la jambe de sortie inférieure.

Cette vision s'est révélée erronée. En fait, l'inversion simple dans le profil de la vitesse axiale est associée à des écoulements fortement agités, ou à des écoulements où l'intensité tourbillonnaire n'est pas suffisamment forte. La production de bulles dans le corps du séparateur est importante. Même si l'efficacité de séparation est bonne, le GCU est important. Par contre, la double inversion de l'écoulement axial est associée à des écoulements stables et à forte intensité tourbillonnaire. Le taux de présence des bulles dans le corps du séparateur est faible. Même si une bonne partie de ces bulles n'aura pas la possibilité de regagner l'interface principale, le GCU reste faible.

Côté numérique, cette étude montre que la CFD peut reproduire avec fiabilité l'hydrodynamique des écoulements tourbillonnaires monophasiques dans une géométrie de type GLCC. Le modèle  $k - \varepsilon$  Realizable dans sa version High-Re aboutit à des résultats tout aussi satisfaisants que la LES, si le swirl est généré par une injection tangentielle unique. La LES reste cependant incontournable lorsque l'écoulement swirlé est généré par des injections tangentielles multiples, ou lorsque le profil de la vitesse axiale moyenne admet une double inversion d'écoulement. Cette dernière situation due à un phénomène de laminarisation n'a pu être reproduite avec aucun modèle de type RANS.

En ce qui concerne les simulations diphasiques de l'écoulement dans le GLCC, à l'heure actuelle, nous sommes contraints d'utiliser les modèles à n-fluides, qui ne sont pas adaptés pour cette application. En plus, la combinaison de la LES avec ces modèles n'est pas possible avec le code commercial employé.

Cette étude montre qu'avec les modèles actuellement disponibles dans les codes de calcul commerciaux, une simulation fiable et précise des écoulements tourbillonnaires dans le GLCC n'est pas encore faisable. Cependant, des développements futurs dans les modèles CFD pourraient en faire une piste très prometteuse pour l'étude et l'optimisation des GLCCs.

Ce travail a donc permis une compréhension plus fine de l'hydrodynamique et du fonctionnement du GLCC. Cependant, davantage de résultats sont encore nécessaires pour l'élaboration d'une approche de modélisation fiable. Quelques pistes d'optimisation du séparateur sont également proposées :

- ⇒ Les différentes études expérimentales sur le GLCC ont été effectuées sur des maquettes dont le diamètre est de l'ordre de 7-8 cm. Les prototypes utilisés sur les champs pétroliers ont souvent des dimensions plus importantes. Il faudrait donc mener des expérimentations sur des pilotes de taille plus grande, afin de mieux cerner l'influence du diamètre du séparateur : les différentes constatations tirées de ces études doivent être vérifiées sur un GLCC de taille différente, avant qu'on ne tente de les extrapoler jusqu'à l'échelle du prototype.
- ⇒ Aucune étude n'a encore rapporté de mesures de vitesses dans la partie supérieure du GLCC. Pour le moment, on ne dispose d'aucune information sur la structure du vortex gazeux. Le taux de dissipation de l'intensité tourbillonnaire dans ce vortex est a priori important, compte tenu de la présence de liquide au-dessus du niveau d'entrée. On ne peut donc pas le décrire correctement à l'aide des corrélations issues d'expériences ayant porté sur des écoulements monophasiques. Des mesures de vitesse dans la partie supérieure du GLCC (à l'aide de la LDV par exemple) sont nécessaires pour combler ces lacunes.
- ⇒ L'utilisation de deux conduites d'alimentation diamétralement opposées s'est révélée bénéfique dans le cas de certains séparateurs cyclones tels que les hydroclones. Cette configuration n'a pas été retenue pour le GLCC, puisqu'elle aboutissait au phénomène de la double inversion de l'écoulement axial pour les gros débits de liquide. Ayant compris que ce phénomène n'est pas vraiment préjudiciable à la qualité de la séparation, et compte tenu de ses nombreux avantages (évoqués dans le Paragraphe 6.3.1.2), on conseille l'utilisation d'une telle géométrie pour améliorer les performances du GLCC : le GCU devrait diminuer, et le court-circuitage des rubans de liquide devrait être atténué.
- ⇒ Certaines études sur le phénomène d'engorgement dans les écoulement à contre-courant ont conclu que, par rapport à une conduite verticale, la limite d'engorgement peut être repoussée si la conduite est légèrement inclinée. Cette piste intéressante devrait être exploitée ; peut être que l'inclinaison de la partie supérieure du GLCC favoriserait la stabilité de la nappe de liquide tourbillonnante, et retarderait ainsi le développement d'un écoulement en bouillon et le déclenchement du LCO.

- ⇒ L'initiation du LCO en bouillon étant fortement liée à la présence d'un écoulement à bouchons dans l'entrée du séparateur, l'installation d'amortisseurs de bouchons devrait aider à remédier ce problème. Aucune étude ne s'est encore intéressée à l'impact de ces unités sur les bouchons hydrodynamiques.
- ⇒ Comme on l'a constaté dans ce manuscrit, le LCO dans le GLCC s'initie par la déstabilisation du film liquide au-dessus de l'entrée, ou par son cisaillement excessif par le gaz. Un extracteur de liquide placé juste au-dessus de l'entrée devrait évacuer continuellement ce film, et retarder sans doute le déclenchement du LCO.
- ⇒ Toujours dans le but de retarder la déstabilisation de la nappe de liquide au-dessus de l'entrée, on propose de tester une buse de géométrie différente : elle convergerait dans la direction latérale (comme la buse classique), mais tout en divergeant dans la direction verticale (Figure 7.1. On pense qu'une telle géométrie devrait permettre à une fraction notable de l'écoulement gazeux de monter directement vers le haut du séparateur. On évite ainsi que le gaz ne descende avant de remonter, et qu'il ne soulève donc la nappe de liquide et la déstabilise prématurément.

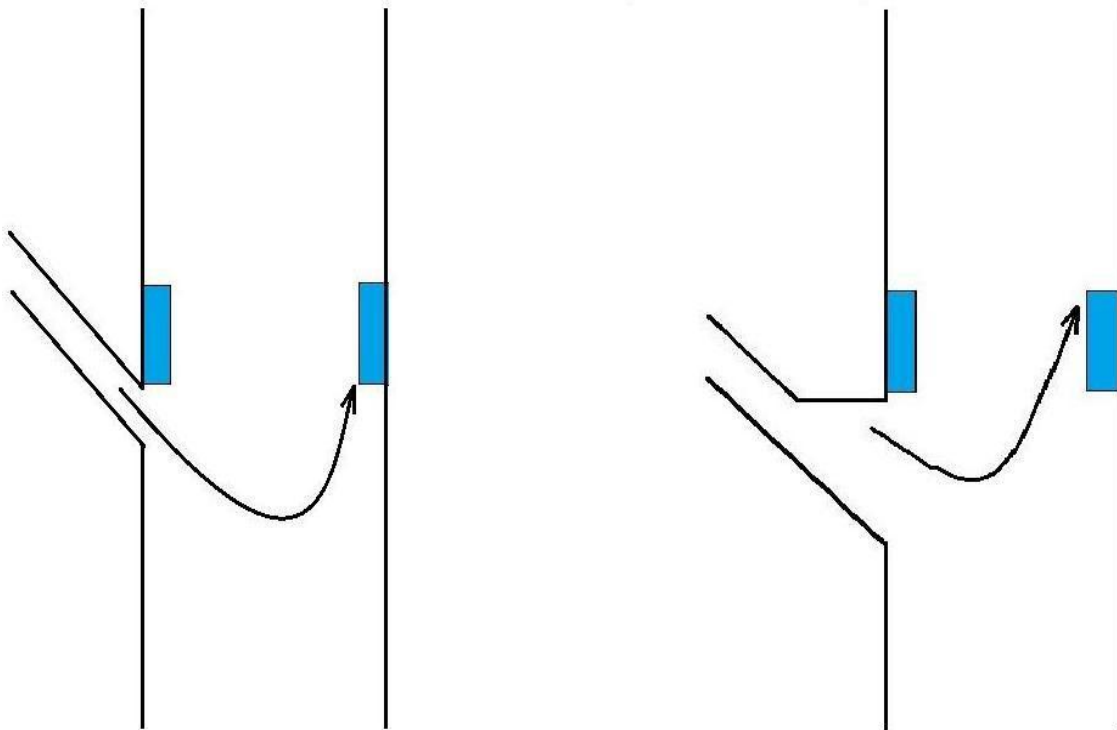


FIGURE 7.1 – *Géométrie classique vs géométrie proposée pour la buse d'entrée.*

- ⇒ Lorsque l'écoulement dans la partie basse du GLCC admet une double inversion de l'écoulement axial, la majorité des bulles présentes dans le cyclone est rassemblée au niveau du filament. Si l'on peut empêcher ce filament de rejoindre la sortie inférieure, les performances du GLCC en terme de GCU seraient nettement améliorées (on rappelle que c'est le GCU qui semble être le point faible du GLCC par rapport à ses principaux concurrents, le VASPS et le CS.). Plusieurs méthodes sont envisageables :
  - ⇒ Utiliser un "Core finder", comme celui censé récupérer l'huile dans un GLLCC.
  - ⇒ Installer une tige rigide verticale au centre de la partie inférieure du GLCC. Cette tige devrait empêcher le filament de se stabiliser et d'induire des vitesses axiales descendantes (déjà, la vitesse serait nulle à l'interface de la tige du fait de la condition d'adhérence). Le gradient de pression adverse pourrait a priori ramener les bulles en surface.



# Troisième partie

## Annexes



# Annexe A

## Le pétrole, le gaz naturel et l'industrie pétrolière

L'industrie pétrolière traite de la chaîne industrielle du pétrole et du gaz naturel, du gisement jusqu'au consommateur. Les procédés de séparation sont omniprésents presque dans toutes les étapes du traitement. Toutefois, seuls les procédés de séparation mécanique nous intéresseront, surtout ceux où le GLCC peut jouer un rôle décisif. On commencera cette annexe par un bref aperçu sur l'histoire du pétrole et du gaz naturel.

### A.1 Histoire du pétrole et du gaz naturel

Le pétrole qu'on utilise et exploite de nos jours, s'est formé paraît-il, il y a 20 à 350 millions d'années ! Cette échelle de temps fait qu'on le considère comme une énergie non renouvelable. On va explorer vite fait comment la nature a pu fabriquer ce qui est devenu de nos jours l'or noir, cet or qui rythme notre quotidien, notre économie et souvent nos guerres.

#### A.1.1 Du kérogène jusqu'aux carburants fossiles

Au fil des temps, les organismes marins qui mourraient et sédimentaient, s'accumulaient au fond des mers et des lacs. D'autres débris organiques étaient véhiculés aussi jusqu'à ces fonds, par le biais des rivières ou de l'érosion des continents. La biomasse de l'époque, tout comme celle d'aujourd'hui, était essentiellement composée de carbone, d'hydrogène, d'oxygène et d'azote. Au fond de ces étendues d'eau, le manque d'oxygène protégeait cette matière organique de l'oxydation et la putréfaction. En plus, d'autres matières, inorganiques, telles que les sables, les argiles et le calcaire se retrouvaient aussi dans ces bassins sédimentaires et se mélangeaient aux résidus organiques, et freinaient donc leur dégradation. Ces dépôts se faisaient à des rythmes d'environ quelques dizaines de millimètres par an.

Tant qu'ils sont à une profondeur inférieure à 1000 mètres, les sédiments organiques sont attaqués par les bactéries anaérobies, et subissent une dégradation biochimique, éliminant l'azote et l'oxygène. En plus, avec la pression et la température qui augmentent (sans que la température ne dépasse les 50°C), les sédiments sont consolidés et du soufre s'incorpore dans la matière organique. Sous ces conditions, les sédiments organiques se transforment en "kérogène", un composé solide : ces transformations sont appelées la "diagenèse".

Le poids des dépôts grandissant au fur et à mesure du temps, et à cause des mouvements tectoniques, la couche sédimentaire (qui peut atteindre une épaisseur de plusieurs kilomètres) s'enfonce de plus en plus. Elle s'enfouit d'environ 50 mètres par millions d'années. La température

croît d'environ 25 à 30°C par km (du fait de la géothermie), et la pression de 20 à 30 bars par km [Tissot1984]. Les sables et argiles évoluent vers des grès et des argilites, formant ainsi une roche poreuse qui est qualifiée de roche mère si sa teneur en matière organique excède les 2%.

Une fois que la température atteint les alentours des 100°C, le kérogène commence à subir un craquage thermique anaérobie, la pyrolyse. Dans un premier temps, de l'eau et du CO<sub>2</sub> sont extraits du kérogène. Ensuite, la température augmentant, les grosses molécules organiques sont rompues en de petites molécules d'hydrocarbures, et dans une moindre proportion, en des molécules complexes. Ce mélange d'hydrocarbures est appelé "pétrole". Le terme est issu de deux mots latins, "petra" et "oleum", et signifierait huile de pierre.

A des profondeurs de 2 à 3 km, c'est essentiellement de l'huile qui est produite. A des profondeurs plus importantes, lorsqu'il reste moins de cinq atomes de carbone par molécule, c'est essentiellement du gaz naturel qui est produit (c'est pour cette raison que les gisements de gaz naturel sont généralement plus enfouis que les réservoirs pétro-gaziers). Une fois les molécules d'hydrogènes épuisées, les hydrocarbures qui ne se sont transformés ni en pétrole ni en gaz forment des résidus carboniques.

La formation du charbon suit un cycle similaire, sauf qu'au début du cycle, les débris organiques sont majoritaires parmi les sédiments. Lors de son enfouissement, la pyrolyse produit respectivement de la lignite, de la houille, de l'antracite... Ce processus est accompagné par une transformation d'une petite partie du kérogène en gaz naturel (et un pourcentage négligeable en pétrole).

On peut mentionner qu'outre cette explication admise aujourd'hui par la majeure partie de la communauté scientifique, une autre théorie dite du pétrole abiotique existe. Ses partisans soutiennent que le pétrole se serait formé dans le manteau terrestre.

#### A.1.1.1 La migration du pétrole et du gaz naturel

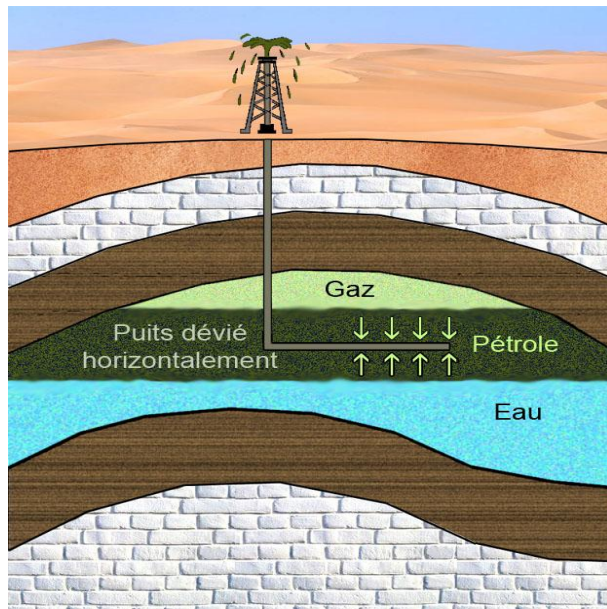


FIGURE A.1 – Réservoir pétro-gazier piégé dans une structure anticlinale.

Sous la pression du gaz qui s'est formé, et grâce à la pression lithostatique des sédiments qui continuent à s'accumuler, le mélange "pétrole-gaz-eau" s'expulse de la roche mère vers des couches plus poreuses et perméables. Il emprunte ensuite un chemin ascendant, toujours en passant par les roches poreuses ou les failles, jusqu'à ce qu'il soit pris par un "piège".

Ces "pièges à pétrole" sont formés d'une roche réservoir et d'une roche couverture. La roche réservoir doit être bien poreuse et perméable (porosité entre 5% et 30% du volume total) [Tocqué2008], et assez volumineuse pour permettre l'accumulation des fluides. Un grès constitué de gros grains est idéal. La roche couverture quant à elle est imperméable aux hydrocarbures : c'est le cas de l'argile, du marne et du sel massif à titre d'exemple. Elle doit envelopper la roche réservoir de façon à empêcher la remontée des fluides vers le haut, ou leur fuite dans les directions latérales. Finalement,

les fluides logés sous la roche vont se superposer par ordre de densité, comme montré sur la Figure 1.10.



### A.1.1.2 L'exploitation par l'Homme : un aperçu historique

Le pétrole a été utilisé par l'Homme depuis l'antiquité, mais cette utilisation resta limitée jusqu'au 19<sup>ème</sup> siècle. Il le repérait quand l'huile suintait jusqu'à la surface. Il était utilisé à l'état brut, sans transformation. Les civilisations mésopotamiennes dès 6000 ans avant l'ère chrétienne, l'ont employé à des fins médicales et cosmétiques. Le bitume fut employé par divers peuples dans les travaux d'étanchéité, notamment pour les bateaux (la légende veut que Noé ait utilisé cette méthode).

Les Chinois furent les premiers à creuser pour en retrouver, et ceci depuis plus de 2500 ans ([Perrodon1985]), et ce avec des tiges en bambou!! Selon Confucius, et 6 siècles avant l'ère chrétienne, ils effectuaient des forages atteignant 400 m de profondeur. Ils utilisaient le pétrole à des fins d'éclairage.

Plusieurs civilisations telles que les Perses et les Indiens ont bâti leurs temples autour des gisements de gaz naturel, ces flammes "éternelles". Un exemple était le temple hindou de Surakhani en Azerbaïdjan. Aujourd'hui, une de ces "flammes qui ne s'éteignent pas" (d'ailleurs elle est allumée depuis 1971) se retrouve au Turkménistan, et est connue sous le nom de "la porte de l'enfer" (Fig. A.2).

En Europe et vers la fin du Moyen-Âge, le pétrole était très apprécié pour ses "vertus médicales" : il soignait la toux, la goutte, les rhumatismes, les maux de dents...

Au 9<sup>ème</sup> siècle, Al-Razi décrit la distillation du pétrole au moyen d'un alambic, produisant du pétrole lampant. Cette coupe brûle complètement, n'est pas fumigène à la différence du pétrole brut, et sa flamme est bien éclairante. C'était peut-être le premier procédé de transformation du pétrole brut. La découverte arriva en Occident via l'Espagne, et le kérosène commença par remplacer le brut et l'huile de baleine dans les lampes. On pense aussi que ce pétrole lampant entra dans la composition du "Feu Grégeois" dont la composition fut perdue lors de la chute de Constantinople.

En 1858, Edwin Drake, employé de la "Seneca Oil", forait le premier puits de pétrole moderne<sup>1</sup> à Titusville en Pennsylvanie, et ce fut le début de la ruée vers l'or noir. En 1862, l'invention du moteur à explosion et l'utilisation de la gazoline à la place du gaz de houille pour son alimentation vont propulser la demande en produits pétroliers [Leprince1998]. Néanmoins, le principal débouché du pétrole resta la lampe à pétrole et ce jusqu'à ce que l'ampoule électrique soit inventée et répandue. En 1905, Ford lança la production de masse de l'automobile. Le pétrole connut depuis le grand succès demeurant jusqu'aujourd'hui.

En 1914, et après la première bataille de la Marne où le transport joua un rôle décisif - comme à titre d'exemple, l'utilisation des taxis parisiens pour transporter le plus rapidement les soldats jusqu'au front - , Clemenceau a déclaré : "Dans les guerres de demain, l'essence sera aussi nécessaire que le sang". La seconde guerre mondiale lui donna raison, puisque le contrôle des zones pétrolifères y fut un enjeu majeur. L'opération originale et géniale PLUTO<sup>2</sup> - dont le but était de ravitailler la tête de pont durant la bataille de Normandie - témoigne sur comment la disponibilité du carburant



FIGURE A.2 – La porte de l'enfer, la nuit.

1. En fait, il paraît qu'il y eut eu des forages de puits un peu plus tôt en Roumanie, sans que ça ne provoque le même retentissement qu'eut le puits foré par Drake.

2. Pour "Pipe-Lines Under The Ocean".

pourrait renverser le cours d'une guerre.

Dès les années 1950, il constitua la première source d'énergie dans le monde après avoir détrôné le charbon [Tocqué2008]. Avec toute la gamme d'applications qu'il englobe, il est devenu aujourd'hui le pilier de notre économie.

## A.2 Le pétrole et le gaz naturel aujourd'hui : sources, potentiels, propriétés

### A.2.1 Le pétrole aujourd'hui

Le pétrole demeure aujourd'hui une source d'énergie et de matières premières indispensable pour l'Homme. Il reste extrêmement employé malgré tous les risques environnementaux liés à son utilisation, ainsi qu'à son exploitation et son transport. Son utilisation en tant que source d'énergie et sa combustion, entraînent des rejets importants de gaz à effet de serre, et qui sont soupçonnés d'être derrière le réchauffement climatique. L'élimination des produits issus de l'industrie pétrochimique cause elle aussi des problèmes écologiques.

En dépit de ces risques, la demande ne cesse de croître. Le pétrole possède en effet l'avantage d'être une énergie mobile, facilement stockable et abondante (au moins pour le moment), et les substituts pouvant combler l'énorme gamme d'applications qu'il recouvre manquent (voir Paragraphe A.2.1.2). Par exemple, les transports dépendent à 98 % des produits pétroliers (et consomment à peu près la moitié de la production mondiale).

#### A.2.1.1 Ses sources

On peut classer les sources de pétrole en deux grandes familles : les sources conventionnelles et les sources non conventionnelles. Bien sûr, la définition est évolutive, puisque ce qui n'est pas conventionnel aujourd'hui pourrait le devenir dans l'avenir. Par exemple, le pétrole soufré était considéré comme non conventionnel jusqu'au milieu du 20<sup>ème</sup> siècle. On utilise donc le terme "non conventionnel" pour désigner les sources qui, *aujourd'hui*, sont considérées comme émergentes, difficiles ou moins économiques à exploiter, ou dont les techniques d'exploitation ne sont pas encore bien développées ou très coûteuses.

- ⇨ Les sources conventionnelles : Ce pétrole a été formé suivant les processus décrits dans la Section A.1.1. Ces gisements peuvent se trouver aussi bien sur la terre continentale que sous les lits marins, et sont respectivement appelés gisements onshores et offshores.
- ⇨ Les réservoirs pétro-gaziers : Ce sont les réservoirs de production classiques. Ces sources contiennent presque toujours, outre le brut, une certaine proportion de gaz, dits gaz associés, et qui peuvent exister dans le réservoir à l'état gazeux ou dissous dans le pétrole. De l'eau salée est aussi présente dans le réservoir (Fig.1.10). Le mélange remonté en surface contient aussi des débris solides.
- ⇨ Les réservoirs à condensats : On les appelle aussi réservoirs à gaz humides<sup>3</sup>. Ce sont des réservoirs contenant essentiellement du gaz naturel, mais aussi des hydrocarbures liquides sous les conditions de pression et de température normales, mais se présentant sous forme gazeuse dans les conditions du réservoir. Ils se condensent une fois refroidis par la détente en tête de puits, ou par condensation rétrograde : ces condensats, appelés NGL pour *Natural Gas Liquids* en Anglais, sont à très forte valeur ajoutée. Leur densité se situe généralement entre 0,5 et 0,8. Leur traitement aboutit essentiellement à des coupes légères très valorisables. Leur classement en tant que source de pétrole est légèrement

---

3. Du terme Anglais "Wet gas".

abusif, puisque ces réservoirs ne contiennent pas du brut proprement dit, mais des coupes contenues dans ce dernier. Le mélange sortant du réservoir contient aussi de l'eau salée, ainsi que des débris solides transportés essentiellement par cette dernière.

⇔ Les sources non conventionnelles :

⇨ Les réserves de l'Arctique : Le pétrole et gaz naturel se trouvant à l'Arctique sont eux conventionnels, mais ce sont les conditions climatiques qui font que ces sources sont considérées comme non-conventionnelles ; bien qu'avec les avancées technologiques, elles devraient commencer à devenir conventionnelles. Ces régions recèleraient de très importantes quantités d'hydrocarbures. Dans ces zones, le froid extrême fait que le comportement des matériaux comme des hydrocarbures est modifié, et que le déroulement des processus industriels peut devenir imprévisible. Des technologies de production et de transport différentes doivent être utilisées. Les difficultés rencontrées lors de l'exploitation de ces sources sont d'ordre humain, technologique et environnemental :

▣ Les difficultés d'ordre humain :

▣ L'impact d'un jour ou d'une obscurité quasi permanents sur les personnels.

▣ L'isolement des lieux.

▣ Les vents importants et le froid paralysant qui font que le travail à l'extérieur devient dangereux. La température en hiver pouvant chuter en dessous de  $-50^{\circ}\text{C}$  !

▣ Les difficultés d'ordre technologique :

▣ Les espaces de travail doivent être fermés et chauffés, à la fois pour protéger les personnels ainsi que pour réduire l'effet du froid sur les procédés industriels.

▣ Le pergélisol imposant des techniques de forage, de construction et une logistique adaptées (usage de brise-glaces, plateformes adaptées...).

▣ Toutes les installations doivent bénéficier d'une isolation poussée, voire souvent d'un chauffage, ceci pour minimiser les risques de dépôts solides pouvant entraîner le bouchage des conduites (voir Section C.1), ainsi que pour préserver une bonne fluidité du brut.

▣ Le choix des procédés dans l'industrie en aval doit se faire en tenant compte des conditions de climat : la liquéfaction des gaz par exemple est compatible avec les conditions de froid régnantes.

▣ Les procédés de transport des hydrocarbures doivent eux aussi être adaptés, comme l'usage de tankers brise-glace. Parfois, les sites sont très éloignés de la côte, ce qui ajoute des charges supplémentaires.

▣ Lorsqu'il s'agit de puits offshore, les plateformes doivent pouvoir résister au gel des eaux, aux vagues et eaux agitées. Du point de vue sécurité, il faut tenir compte d'une possibilité de détachement d'icebergs, spécialement avec le changement climatique.

▣ Contraintes d'ordre environnemental : L'Arctique comprend une flore et faune uniques, et la vie marine y est extrêmement dense. L'exploitation des ressources dans cette zone ne doit donc pas perturber le cycle de vie dans l'écosystème. Cette biodiversité est censée aussi imposer des contraintes de sécurité lourdes quant aux risques de fuites ou de marées noires.

Le lecteur curieux peut consulter [Total2010] où l'on discute de quelques projets récents en Arctique.

⇨ L'offshore profond et ultra profond : L'offshore fournit aujourd'hui près du tiers de la production d'hydrocarbures. Entre 1999 et 2003, 70% des nouvelles découvertes de pétrole et de condensats ont été réalisées en offshore, portant ce type de réserves à 23 % du total

mondial et à 42% pour ce qui est du domaine du gaz (d'après l'IFP<sup>4</sup>, rapporté dans [Total2007a]). Il existe trois types actuels de puits offshore :

- L'offshore conventionnel : D'une profondeur inférieure à 500 mètres d'eau, leur exploitation est possible depuis les débuts du 20<sup>ème</sup> siècle. Les découvertes de gisements de grande taille s'y font de plus en plus rares.
- L'offshore profond : D'une profondeur de 500 à 1500 mètres d'eau, leur exploitation est possible depuis les années 80. L'expertise acquise dans leur exploitation fait qu'ils commencent à virer de plus en plus au conventionnel.
- L'offshore ultra-profond : La profondeur d'eau varie de 1500 à 3000 m. Leur exploitation est possible depuis le début des années 2000, mais ils restent des sources non-conventionnelles.

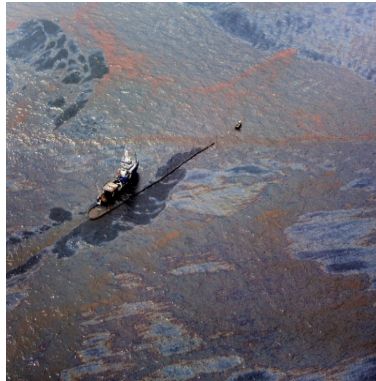
Parmi les défis à relever, on cite :

- Les difficultés liées à l'environnement marin :
  - ➔ Les forages : Compte tenu des profondeurs, les coûts des forages peuvent être exorbitants, et nécessitent des technologies de pointe.
  - ➔ Le couplage fluide-structure : Il faut tenir compte des efforts que peuvent induire sur la plateforme le vent, les vagues, la houle, et les courants marins, surtout lors des tempêtes.
  - ➔ La corrosion : La salinité des eaux fait que l'acier (et donc la plateforme) subit une corrosion. Des études visent à remplacer l'acier par des matériaux synthétiques ou composites pour éviter ce vieillissement accéléré. Ces matériaux permettraient aussi des allègements considérables.
  - ➔ Conditions au sol : La nature du sol joue un rôle très important en ce qui concerne les plateformes fixes, puisqu'il doit intégrer les fondations. Dans le cas d'une plateforme flottante, il sert seulement à l'ancrage. Les pentes continentales peuvent être sujettes à des avalanches sous-marines, une connaissance fine et précise de la nature du sous-sol est exigée. Il faut donc faire appel à des approches cartographiques et sismiques haute performance, ceci aussi pour déceler les réservoirs d'hydrocarbures, parfois "cachés" sous des couches de sel qui altèrent les signaux sismiques. Consulter [Total2007a] pour les détails.
  - ➔ Les pressions gigantesques : Les appareils montés sur le lit marin doivent supporter des écrasements hydrostatiques gigantesques.
  - ➔ L'éloignement des côtes : Il ne fait qu'accroître les coûts de transport et de production. Les fluides doivent être véhiculés jusqu'à terre pour être traités.
  - ➔ La profondeur : Plus elle est importante, moins il est aisé de remonter les hydrocarbures jusqu'en surface. Les pompes submersibles ne peuvent fournir la charge nécessaire, l'asservissement des appareils placés sur le lit marin devient difficile, les pertes thermiques sont grandes... On abordera ces questions avec plus de détails dans l'Annexe C.
- Les coûts liés aux contraintes environnementales imposées : Les grands fonds marins restent les lieux les moins explorés du globe. Avant l'exploitation du pétrole des grands fonds, il faut comprendre le fonctionnement de ses écosystèmes afin de les préserver (ce sont les réglementations qui l'imposent, et non pas les pétroliers qui le souhaitent). Les activités pétrolière peuvent perturber la vie de ces animaux ou végétaux. Ce point là, avec le risque des fuites d'hydrocarbures, constituent les principaux chefs d'accusation contre l'exploitation des grands fonds :
  - ➔ Les fuites et/ou l'accident majeur : L'exploitation des ressources offshore pré-

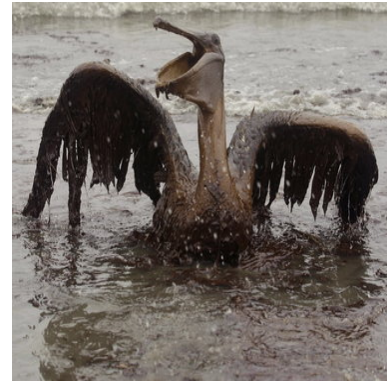
sente de nombreux risques de fuites de produits toxiques vers la mer. Ces fuites concernent les hydrocarbures, les fluides de forage et autres produits toxiques. Elles peuvent provenir des canalisations, des pétroliers, ou d'accidents sur la plateforme. Toutefois, le danger le plus redouté reste la marée noire (Fig. A.3), pouvant mettre en péril un écosystème entier. La profondeur du gisement est corrélée avec le risque d'une marée noire. Elle limite fortement les possibilités et vitesses d'intervention en cas de problème.



(a) Marée noire à la Méditerranée (après les bombardements israéliens sur les réservoirs de la centrale électrique Libanaise de Jiyé), vue depuis les plages Libanaises, 2006.



(b) Une "belle" marée noire au golfe du Mexique (2010), par BP (Cliché de Sean Gardner).



(c) Comme ils nous le rappellent sur leurs sites, la préservation de l'environnement reste la préoccupation majeure des multinationales pétrolières.

FIGURE A.3 – *Le risque majeur : la marée noire.*

- ➔ Les "peintures antifouling"<sup>5 6</sup> : Les parties métalliques immergées de la plateforme sont couvertes d'antifouling, pour éviter la fixation de biofilms pouvant accélérer la corrosion. Cette peinture est toxique et peut poser des problèmes locaux pour les écosystèmes suite à sa diffusion dans l'eau.
- ➔ Pollution lumineuse : L'éclairage de ces structures (et parfois les torchères) peut perturber le sens d'orientation des animaux migrateurs, oiseaux (dont une grande partie migre la nuit) ou aquatiques, comme il peut interférer avec le comportement sensible à la lumière de certains animaux (comportement de repos/chasse chez les animaux nocturnes et semi nocturnes...).
- ⇒ Les bruts extra-lourds<sup>7</sup> : Les extra-lourds et les bitumes sont des pétroles qui, lors de leur migration, n'ont pas rencontré de pièges. Ils ont donc accédé à la surface, et subi par la suite une altération liée aux infiltrations d'eau et des bactéries. Ces phénomènes détruisent les molécules les plus légères et enrichissent artificiellement l'huile en résines. Ces huiles contiennent des métaux lourds, de l'azote et du soufre, et nécessitent un traitement particulier lors du raffinage. Le principal stock de la planète se trouve sur les rives de l'Orénoque au Vénézuéla, où ces bruts sont enfouis à 300-600 mètres environ. Leur température est aux alentours de 50°C, ce qui leur confère une certaine mobilité... Leur densité dépasse 0,93, voire même l'unité. Ils sont 100 à 100 000 fois plus visqueux que l'eau ! Toutefois étant fluides, ces huiles peuvent être extraites par pompage, mais il faut

5. "Fouling" en Anglais signifie la colonisation d'un support immergé par des organismes.

6. Les peintures antifouling ont été conçues pour les applications navales : les algues se fixant sur les navires les ralentissent et augmentent leur consommation énergétique.

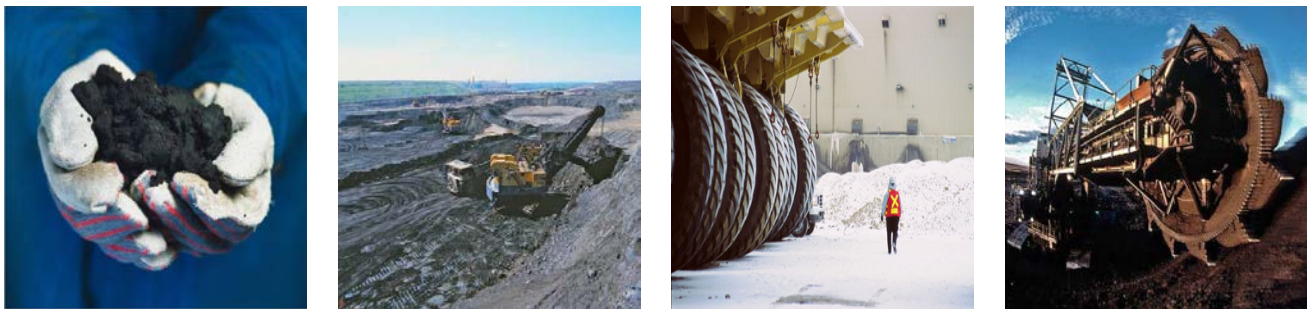
7. "Extra-heavy crude oil" en Anglais.

souvent avoir recours à des procédés d'assistance. Quelques méthodes d'extraction de ces huiles, qui sont communes aux sables bitumineux, seront discutées dans le paragraphe suivant.

Compte tenu de leur viscosité, on est obligé d'ajouter des diluants avant de les transporter par oléoducs. Ceci s'ajoute aux coûts énergétiques liés à leurs procédés d'extraction, aux coûts liés à la séparation bitume/sable, et aux coûts de leur transformation commerciale, puisque ces matières doivent être enrichies en hydrogène pour produire des coupes bien valorisables. Donc au bilan, le coût d'un baril produit à partir des huiles extra-lourdes ou des sables bitumineux serait de 3 à 5 fois plus important que celui d'un baril provenant d'une source conventionnelle. Pour plus de détails, on peut se référer à [Total2007b].

⇒ Les sables bitumineux<sup>8</sup> : Ces bruts ont subi encore plus de dégradation que les extra-lourds. Ils sont encore plus visqueux et plus lourds. Ils se présentent sous la forme d'une pâte noire semi-solide (Fig. A.4a). L'essentiel de ces sables se trouve dans la province Alberta au Canada. Ils sont composés de 10 à 12% de bitumes (des hydrocarbures lourds), 3 à 5% d'eau, le reste étant des matières inorganiques, essentiellement du sable et de l'argile (et d'autres substances comme le soufre, le nickel ou le vanadium). Selon l'IFP (rapporté dans [Total2007b]), les quantités de pétrole contenues dans les sables bitumeux et les extra-lourds seraient équivalentes aux réserves mondiales de brut conventionnel. Ils pourraient donc allonger très considérablement la durée de vie des hydrocarbures naturels. Leur enrichissement en hydrogène nécessite néanmoins l'utilisation de bruts conventionnels.

Les sables du Canada sont moins enfouis que les bruts de la ceinture de l'Orénoque, soit de quelques dizaines à quelques centaines de mètres. Toutefois, étant plus visqueux, et leur température n'excédant les 10°C, leur extraction est plus difficile. Ils sont figés au sol et leur fluidité est très réduite, voire nulle .



(a) Sables bitumineux de l'Alberta.

(b) Mine d'extraction à ciel ouvert au Canada.

(c) Une machinerie énorme.

(d) Et complexe aussi (cliché de Jonathan Blair).

FIGURE A.4 – A propos des sables bitumineux...

Les techniques employées pour extraire les sables bitumineux ou les huiles extra-lourdes peuvent être divisées en trois familles principales (pour plus de détails, on conseille [Dusseault2001] ou [Total2007b]) :

▣ La technique minière (Fig. A.4b) : C'est l'extraction des sables dans une mine à ciel ouvert. La machinerie utilisée est massive (Fig. A.4c) (en terme de poids, une pelleuse chargée correspondrait à trois Boeing 747 au décollage), complexe (Fig. A.4d), coûteuse et sujette aux pannes surtout en hiver. Les sables sont ensuite mélangés à de l'eau, avant d'être pompés à grande vitesse dans un pipeline vers l'installation de

8. "Bituminous sands", "oil sands" ou "tar sands" en Anglais.

séparation du bitume. Cette méthode d'extraction permet un taux de récupération élevé, mais n'est rentable que pour les gisements enfouis à moins de 75 m, soit moins de 20% du brut disponible.

- ➡ La méthode "CHOPS"<sup>9</sup> ou d'extraction à froid : Alors qu'avec les techniques de production classiques on cherche à éviter le sable qui dégrade les installations, c'est le mélange sable/ hydrocarbures qui est pompé avec la méthode CHOPS. Le pompage se fait à l'aide de pompes Moineau<sup>10</sup>. Cette méthode requiert toutefois une certaine fluidité du mélange, et ne peut être utilisée pour des mélanges ayant une viscosité dynamique supérieure à 15 Pa.s. Elle est donc plutôt utilisée pour extraire les huiles extra-lourdes, et très rarement pour les sables bitumineux.
- ➡ Les techniques d'extraction à chaud : Il existe plusieurs méthodes d'extraction à chaud, leur point commun étant d'effectuer un forage, et de chauffer le bitume pour le fluidifier et par la suite l'extraire. On n'en exposera que quelques unes :
  - ➡ La technique de "stimulation cyclique par vapeur d'eau" ou CSS<sup>11</sup> : C'est la plus ancienne des techniques d'extraction à chaud. Elle consiste à injecter via un puits de la vapeur surchauffée (à 300°C environ, et à une pression dépassant les 100 bar) au sein du réservoir pendant quelques semaines afin de chauffer et de fluidifier les bitumes. S'ensuit une étape d'attente de quelques jours ou semaines, pour permettre une bonne diffusion de la chaleur dans le réservoir. Ensuite, le puits d'injection est utilisé pour pomper l'huile qui s'est fluidifiée, et ce jusqu'à ce que le taux de production devienne faible. Un nouveau cycle doit alors être entamé. La durée du cycle s'étend de quelques mois à quelques années. Cette technique permet de récupérer entre 15 et 25 % de l'huile située dans le périmètre d'action de la vapeur, soit entre 10 et 15 % de l'ensemble des volumes du réservoir ([Total2007b]).
  - ➡ La méthode de "séparation gravitaire stimulée par injection de vapeur" ou SAGD<sup>12</sup> : Par rapport à la CSS, cette technique permet l'obtention d'un rendement meilleur, étant moins gourmande en quantité de vapeur à injecter. Le principe repose sur le forage d'une paire de puits horizontaux : un puits de production situé à la base du gisement, et un puits d'injection à cinq mètres à peu près au-dessus. La vapeur injectée dans le puits supérieur crée une chambre de vapeur qui chauffe la couche bitumineuse. Le bitume fluidifié et l'eau de condensation s'écoulent alors par gravité jusqu'au puits de production, d'où ils sont pompés jusqu'à la surface. Le taux de récupération local est de l'ordre de 50 à 60%, soit de 20 à 30% pour l'ensemble du réservoir.
  - ➡ La méthode "Vapex"<sup>13</sup> : Son fonctionnement est similaire à la méthode SAGD, sauf que la vapeur d'eau est remplacée par des solvants. Le solvant dilue le bitume et lui permet de s'écouler. Cette approche permet d'épargner l'énergie de génération de la vapeur, ainsi que de supprimer les installations de traitement des eaux.
  - ➡ La méthode de "combustion in situ"<sup>14</sup> : Encore au stade expérimental, elle consiste à injecter de l'air ou de l'oxygène depuis le puits d'injection, et de provoquer ensuite une combustion pour réchauffer le réservoir. La combustion est entretenue par les bitumes, mais aussi par le charbon qui va se former suite au craquage thermique.

---

9. Pour "Cold Heavy Oil Production with Sand".

10. Du nom de leur inventeur, le pilote et ingénieur Français René Moineau (1887-1948).

11. Pour "Cyclic Steam Stimulation" en Anglais. Appelée également "Huff and Puff".

12. Pour "Steam Assisted Gravity Drainage" en Anglais.

13. Pour "Vapor Extraction" en Anglais.

14. COGD en Anglais pour "Combustion Overhead Gravity Drainage".

⇒ Les “schistes bitumineux <sup>15</sup>” : Les schistes bitumineux enferment du pétrole pas tout à fait cuit, à savoir le kérogène. Ces roches peuvent être utilisées directement en tant que carburants pauvres pour produire de l'énergie. Sinon, on peut convertir le kérogène qu'elles contiennent en pétrole, et ce par pyrolyse. Après les avoir prélevées par extraction minière, les roches sont portées à 500°C dans une enceinte privée d'oxygène, et en distillant la vapeur obtenue, on récupère l'“huile de schiste”. Le reste serait transformé en d'autres gaz et résidus solides. Une autre technique, plus performante, est la pyrolyse in-situ. Les roches sont chauffées avant qu'on ne les extrait, minimisant ainsi l'extraction de matières non valorisables.

L'huile de schiste peut être utilisée en tant que carburant, mais ne peut se substituer directement aux applications du pétrole brut. Il faut la traiter pour la débarrasser des impuretés, dont le soufre et l'arsenic. Une fois fait, elle peut être raffinée, et fournit généralement des coupes moyennes (voir Paragraphe A.2.1.2). Toutefois, l'extraction et la transformation de l'huile de schiste est très énergivore : au bilan, le rendement final est très faible, voire négatif ! Ceci fait que son utilisation tend à diminuer, et ce en attendant de trouver des techniques pouvant mieux la rentabiliser.

⇒ Le pétrole obtenu par “dépolymérisation thermique” : Ce n'est pas vraiment une source dans le sens d'un gisement naturel, puisque la dépolymérisation thermique est un procédé élaboré par l'Homme pour produire du pétrole non conventionnel. Le procédé permet d'obtenir du pétrole à partir des déchets des réservoirs pétroliers, des plastiques... Le procédé s'inspire du processus géologique de formation du pétrole : sous haute température et pression, les longues chaînes de polymères constituées d'oxygène, carbone et hydrogène se cassent en des chaînes plus courtes, à savoir des hydrocarbures pétroliers.

⇒ Transformation du charbon et du gaz naturel : Là aussi il s'agit de pétrole synthétique. Le pétrole est produit à partir de gaz naturel ou de charbon, et ce par des méthodes telles le procédé de Karrick ou le procédé Fischer-Tropsch. Toutefois, le pétrole obtenu est de qualité moindre que le naturel. De tels procédés peuvent allonger la durée de vie du pétrole, mais ceci en utilisant des sources elles-mêmes non renouvelables.

⇒ Biocarburants : Ce sont des sources renouvelables cette fois. Ces carburants sont obtenus à partir d'une biomasse non fossile. Ils peuvent subvenir à une partie des besoins énergétiques de l'Homme. Le moteur Elsbett <sup>16</sup> par exemple fonctionne à l'huile végétale pure. Lorsqu'il s'agit de valoriser des déchets organiques inutilisables (copeaux de bois, feuilles non comestibles, déchets...), les biocarburants ne peuvent être que bénéfiques. Le problème est que, vu le système actuel, les dérives sont possibles : concurrence avec l'agroalimentaire, déforestation...

### A.2.1.2 Ses dérivés et utilisations

Le brut en lui même ne sert plus à grand chose de nos jours. Il doit être traité et divisé en plusieurs coupes (voir Section A.2.5.6) , et ce sont ses dérivés qui sont extrêmement valorisables. On énumèrera ci-dessous les différents produits (et leurs applications) obtenus par traitement du pétrole et du gaz naturel qui lui est associé. Comme on l'a déjà évoqué, les réservoirs de pétrole conventionnel contiennent toujours un pourcentage de gaz naturel :

⇒ Les gaz : Leurs molécules comprennent entre 1 et 4 atomes de carbone. On distingue :

⇒ Les gaz associés, essentiellement le méthane et l'éthane : Ils sont utilisés pour alimenter les fours de la raffinerie, peuvent être traités et vendus s'ils se trouvent en quantité

---

15. “Oil Shale” en Anglais.

16. Du nom de son inventeur allemand Ludwig Elsbett (1913-2003).



- suffisante, ou sont aussi utilisés dans la récupération assistée du pétrole (voir Paragraphe A.2.5.3.1). Lorsque leur utilisation n'est pas rentable, ils sont torchés.
- ⇒ Le propane et le butane : Sous les conditions du réservoir, ils sont essentiellement à l'état liquide. Disponibles sur le marché sous forme de GPL <sup>17</sup>, ils sont utilisés pour le chauffage, la cuisson, l'éclairage ou comme carburant d'automobiles.
  - ⇔ Les essences : Leurs molécules comprennent 5 à 10 atomes de carbone :
    - ⇒ Les essences légères ou naphtas : Ils sont utilisés pour fabriquer des composés synthétiques. Parmi ces produits, on trouve les matières plastiques et le caoutchouc synthétique, des cosmétiques, des médicaments, des engrais, des fibres synthétiques, des détergents, des solvants, des lubrifiants ou des graisses... Elles peuvent également être transformées en carburant d'automobile par isomérisation.
    - ⇒ Les essences lourdes : Elles contiennent plus de 7 atomes de carbone par molécule. Elles ont généralement un faible indice d'octane. Elles subissent des reformages catalytiques pour être transformées en carburant de voiture (et une partie est transformée en des composés plus légers, généralement gazeux).
  - ⇔ Les kérosènes : Ils sont dotés d'environ 10 à 14 atomes de carbone par molécule. Ils contiennent dans la plupart des cas des produits corrosifs. Leur teneur en soufre doit être réduite par hydrodésulfuration <sup>18</sup>, et sont ensuite utilisés comme carburant, notamment pour les avions (comme le Jet A1).
  - ⇔ Les gazoles : Ce sont des fiouls légers. Connus sous le nom de "Diésels" en dehors de la France, leurs molécules comprennent environ 13 à 20 atomes de carbone. Leur teneur en soufre est généralement importante, et doivent être hydrodésulfurés avant d'être commercialisés. Les gazoles légers sont utilisés comme carburant d'automobiles, et les gazoles lourds comme fiouls domestiques.
  - ⇔ Les coupes lourdes : Elles sont appelées "résidus atmosphériques" puisqu'elles ne se vaporisent pas suite à la distillation atmosphérique. Elles contiennent des dérivés paraffiniques et de la cire... Les molécules comprennent plus que 20 atomes de carbone. Elles sont généralement envoyées vers une colonne de distillation sous vide :
    - ⇒ Les distillats : Ce sont de grosses molécules comprenant moins de 50 atomes de carbone. Elles s'évaporent suite à la distillation sous vide. Avant d'être utilisés, ils doivent subir un traitement de craquage catalytique, et être ainsi convertis en des fiouls lourds ou des phases moins lourdes (de l'essence, du gazole et des gaz). Les fiouls lourds sont utilisés comme carburant pour les chaudières industrielles ou les moteurs diésels des navires, ou pour alimenter les centrales thermiques. Ils sont très visqueux et contiennent beaucoup d'impuretés plus ou moins nuisibles, d'où la nécessité qu'ils subissent divers traitements avant d'être commercialisés.
    - ⇒ Les résidus sous vide : Appelés aussi fond de baril, ils ne se vaporisent pas suite à la distillation sous vide. Ils contiennent plus de 50 atomes de carbone par molécule. Ils sont extrêmement visqueux et concentrent la majeure partie des impuretés métalliques contenues dans le brut, ce qui rend difficile leur valorisation par craquage catalytique. Une partie de ces résidus peut être transformée en fioul lourd par des procédés thermiques de viscoréduction (sans catalyseur), et le reste peut être utilisé en tant que bitumes servant au revêtement des routes ou à des applications d'étanchéité.

---

17. Pour gaz de pétrole liquéfiés.

18. Procédé d'élimination du soufre, employant l'hydrogène.

## A.2.2 Le pétrole : Composition, classification et propriétés physicochimiques

On se limitera dorénavant aux pétroles conventionnels. Les informations contenues dans la Section A.2.1.1 devraient permettre au lecteur d'extrapoler l'essentiel de cette discussion jusqu'aux cas des bruts non conventionnels.

On discutera de quelques propriétés physicochimiques du pétrole, en essayant de se limiter aux informations qui nous concernent dans le cadre de ce travail. Ainsi les thématiques relevant de la thermochimie (pouvoir calorifique, seuil d'auto inflammation...) ne seront abordées, le lecteur curieux peut se référer à [Wauquier1994]

### A.2.2.1 Composition

Les pétroles bruts ont des caractéristiques chimiques et physiques très variables d'un champ à l'autre, voire parfois d'un puits à un autre dans le même champ. Ce sont des mélanges de milliers de molécules différentes, très majoritairement des hydrocarbures, dont les proportions diffèrent d'un brut à un autre :

⇨ Les alcanes : Ce sont des hydrocarbures saturés : les liaisons entre les atomes de carbone et d'hydrogène sont des liaisons simples. Ceci leur confère un nombre maximal d'atomes d'hydrogène par molécule. Chaque carbone de l'enchaînement porte de 0 à 3 atomes d'hydrogène. Leur formule générale est  $C_nH_{2n+2}$ , avec  $n \in \mathbb{N}^*$ . Ils peuvent être structurés en chaîne droite : ce sont les n-alcanes ou paraffines. Si un atome d'hydrogène est remplacé par une chaîne carbonée, on les appelle isoalcanes ou isoparaffines : ils ont une chaîne ramifiée. Les isoalcanes ont des points d'ébullition inférieurs à ceux des paraffines classiques ayant le même nombre d'atomes de carbone. Le point d'ébullition des alcanes augmente avec le nombre d'atomes de carbone dans la molécule.

⇨ Les cycloalcanes ou naphènes : Dans ces hydrocarbures, il y a cyclisation de tout ou partie du squelette carboné. La formule chimique des naphènes comprenant un seul cycle est  $C_nH_{2n}$ , avec  $n \in \mathbb{N}$  et  $\geq 3$ . Dans les pétroles bruts, les cycloalcanes les plus retrouvés possèdent 5 ou 6 atomes de carbone par molécule : les plus simples sont le cyclopentane ( $C_5H_{10}$ ) et le cyclohexane ( $C_6H_{12}$ ).

Les atomes d'hydrogène peuvent être remplacés par des chaînes paraffiniques droites ou ramifiées. La masse volumique et la température d'ébullition des cycloalcanes sont plus élevées que pour les alcanes linéaires ayant le même nombre de carbones.

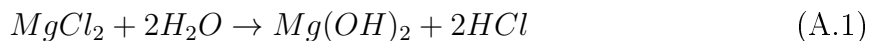
⇨ Les hydrocarbures aromatiques : Appelés aussi "arène"s, ce sont des composés ayant une odeur douce, d'où la qualification d'aromatiques. Leur structure moléculaire comprend un cycle possédant une alternance formelle de liaison simple et double (donc ils sont insaturés), et respectant la règle de Hückel sur l'aromaticité. Leur formule chimique générale est  $C_nH_{2n-6}$ , avec  $n \in \mathbb{N}$  et  $\geq 6$ . Les arènes peuvent être retrouvés en des proportions importantes dans le brut.

Leur structure d'au moins un cycle avec trois liaisons doubles leur confère des propriétés remarquables. Le benzène ( $C_6H_6$ ), le toluène ( $C_7H_8$ ) et les xylènes ( $C_8H_{10}$ ) constituent des matières premières fondamentales pour la pétrochimie, et sont utilisés aussi pour améliorer l'indice d'octane des essences. Les molécules plus lourdes quant à elles sont néfastes : problèmes d'environnement, détérioration des catalyseurs...

D'autres hydrocarbures peuvent se retrouver aussi en traces dans le brut (alcanes, alcènes...). Pour une étude plus détaillée sur ces différentes molécules, et avec des volets relevant de la chimie organique, on conseille les ouvrages [Lyons1996] ou [Wauquier1994].

Outre les hydrocarbures, le brut contient des impuretés, en mélange homogène ou hétérogène :

- ⇨ Les composés organométalliques : Ces molécules se retrouvent après distillation dans les coupes lourdes. Ils incluent différents atomes métalliques (présents en de très faibles doses) : mercure, nickel, vanadium, fer, cuivre, phosphore...
- ⇨ Les composés soufrés : Le soufre est l'hétéro-élément le plus répandu dans les bruts, pouvant atteindre 8% en poids dans les bruts acides. Il n'est pas un bienvenu, et les coupes issues de la distillation doivent être désulfurées en vue de limiter les émissions toxiques ( $H_2S$ ,  $SO_2$ ...) lors de leur combustion, ainsi que l'empoisonnement des catalyseurs.  
Le soufre peut être présent sous forme inorganique : état élémentaire<sup>19</sup>,  $H_2S$ <sup>20</sup>, oxysulfure de carbone ( $COS$ ), ou il peut s'engager dans des composés organiques tel les mercaptans<sup>21</sup>, ou s'insérer dans les chaînes d'hydrocarbures saturées sous forme de sulfures ou disulfures...
- ⇨ Les composés oxygénés : Bien que peu abondant dans les bruts, l'oxygène est responsable en partie de l'acidité du pétrole. Il est retrouvé sous forme de phénols, d'esters, d'acide carboxylique...
- ⇨ Les composés azotés : L'azote se retrouve préférentiellement dans les coupes lourdes et sous différentes formes (amides saturés et aromatiques, amines, pyridines...). Il active la formation de gomme dans les distillats. A la suite de certains procédés de raffinage tels le craquage catalytique, une fraction notable de l'azote pourrait rejoindre les coupes légères et en altérer la qualité : instabilité au stockage, couleur brune...[Wauquier1994].
- ⇨ L'eau salée en faible quantité : L'eau salée est présente avec le brut dans le réservoir. A la surface, ce mélange hétérogène est séparé. Cependant, une très faible quantité d'eau resterait liée au brut (la séparation n'étant jamais parfaite) sous forme d'émulsions plus ou moins stables, surtout que ce dernier contient des agents tensioactifs.
- ⇨ Les sédiments : Ils sont constitués de sable, de débris de roches et minerais, des boues de forage, de métaux, ou peuvent provenir de l'érosion des tuyauteries et vannes. Leur présence est gênante dans la mesure où ils peuvent altérer la qualité des produits et boucher les tuyauteries. Ils doivent être retirés de l'huile avant son traitement.
- ⇨ Les sels : Ils sont présents en faibles quantités : chlorures de sodium, de magnésium ou de calcium, gypse, carbonate de calcium... Ils peuvent être dissous dans l'eau ou sous formes de cristaux. Comme le précise [Wauquier1994], la présence des sels est extrêmement nocive, et le brut doit être dessalé avant de passer en raffinerie :
  - ⇒ Au niveau de la production, le chlorure de sodium peut se déposer sur les parois du tubage<sup>22</sup>. Cet encrassement augmente les pertes de charge et abaisse la production.
  - ⇒ Dans la raffinerie, les sels se déposent sur les parois des échangeurs. Ces encrassements augmentent les pertes de charges, diminuent le transfert de chaleur (en augmentant la résistance thermique d'encrassement), créent des points chauds favorisant le cokage...
  - ⇒ Les sels non séparés vont se retrouver dans les résidus. Ils seront donc contenus dans les fiouls issus, et entraîneront des encrassements dans les brûleurs.
  - ⇒ A partir de 120°C, les chlorures de magnésium (et de calcium) commencent à s'hydrolyser suivant la réaction :



L'acide chlorhydrique favorisera la dégradation et la corrosion des métaux, d'où l'obligation du raffineur à injecter des produits basiques comme l'ammoniac.

---

19. Assez rarement. Il pourrait être en suspension ou dissous, et proviendrait des constituants de la roche magasin.  
20. Il se trouve surtout dans les gaz des gisements, et moins dans le brut. Il est en grande partie responsable du caractère corrosif et acide de l'huile. Il se forme également lors des opérations de raffinage, par craquage des hydrocarbures sulfurés par exemple.

21. Leur concentration dans les bruts est faible. Ils se forment généralement pendant les opérations de raffinage, et se retrouvent surtout dans les coupes légères. Ils sont corrosifs et malodorants.

22. A cause de la vaporisation partielle de l'eau, due à la perte de charge entre le fond et la tête du puits.

⇒ Les sels désactivent les catalyseurs de reformage et de craquage catalytiques.

Les pourcentages des différents composants dépendent de la provenance du brut. Il est nécessaire d'avoir cette information dans la mesure où elle conditionne son traitement (elle permet au raffineur de sélectionner les charges des différentes unités de séparation et de transformation ainsi que de fixer leurs conditions opératoires), son transport et surtout son prix. Les techniques expérimentales d'analyse élémentaire et de caractérisation du pétrole peuvent être retrouvées dans [Wauquier1994]. On va tout de même essayer de classer les bruts selon des propriétés plus globales et moins élémentaires, liées à la qualité du produit.

## A.2.2.2 Classification

**A.2.2.2.1 Selon leur masse volumique** C'est un paramètre très important puisqu'il est directement lié au prix du brut. La masse volumique du brut est corrélée avec le rapport C/H du nombre d'atomes de carbone sur celui d'hydrogène. La densité du brut croît avec C/H. Un brut léger est donc susceptible de produire plus de fractions légères qu'un brut lourd, et son extraction est plus facile. Les fractions légères sont les plus chères, car elles ont plus de débouchés que les fractions lourdes, surtout si on tient compte des quantités produites. A noter que le pouvoir calorifique massique diminue lorsque C/H croît.

Un brut lourd a de fortes chances d'être contaminé par des molécules soufrées, ceci par la part importante de bitumes, fractions riches en ces molécules. Ceci n'est pas strictement vrai, les pétroles légers peuvent contenir des molécules soufrées de faible masse volumique (les thiols<sup>23 24</sup> par exemple). Tous ces facteurs font que le brut léger est plus apprécié et donc plus cher que les bruts lourds. Toutefois, s'il est trop léger (densité  $\leq 0,8$ ), les chaînes d'hydrocarbures sont trop courtes. Il perd alors en valeur.

Ainsi, il est donc utile de classer les fluides selon leur densité. On distinguera trois catégories (ces limites ne sont pas strictement admises chez tous les pétroliers) :

- ⇒ Le brut léger<sup>25</sup> : Il possède un °API  $\geq 31,1$ , donc une masse volumique  $\leq 870 \text{ kg/m}^3$  à  $15,5^\circ\text{C}$ .
- ⇒ Le brut moyen ou intermédiaire<sup>26</sup> : Son °API se situe entre 22,3 et 31,1, sa masse volumique entre  $870 \text{ kg/m}^3$  et  $920 \text{ kg/m}^3$
- ⇒ Le brut lourd<sup>27</sup> : Son °API est  $\leq 22,3$ .

[Arnold2008] fournit des abaques expérimentaux permettant d'estimer la densité des bruts à différentes températures en fonction de leur °API uniquement.

Il existe d'autres classifications possibles des bruts, comme à titre d'exemple leur teneur en soufre. La plupart des bruts contiennent entre 0,5% et 5% de soufre en terme de poids. Les bruts ayant une teneur en soufre  $\leq 1,5\%$  sont dits "doux", sinon ils sont dits "acides"<sup>28</sup>.

**A.2.2.2.2 Par provenance** Bien qu'en terme de composition élémentaire les bruts sont tous différents, leurs caractéristiques globales sont d'autant plus proches qu'ils proviennent d'un même champ ou de gisements voisins. Leurs processus de formation et de transformation ont dû être similaires. Les pétroles sont ainsi classifiés en terme de provenance, cette provenance portant une indication sur leur qualité : on peut ainsi plus ou moins prédire les fractions des différentes coupes auxquelles leur traitement devrait aboutir.

---

23. Auparavant nommés "mercaptan"s du latin mercurius captans "qui capte le mercure". Ce sont en général des composés à forte odeur, qu'on mélange au gaz domestique pour prévenir des fuites.

24. Le sulfure d'hydrogène et les thiols sont toxiques voire mortels pour l'Homme.

25. "Light crude oil" en Anglais.

26. "Medium oil" en Anglais.

27. "Heavy crude oil" en Anglais.

28. En Anglais on utilise les termes "sweet" and "sour" pour qualifier respectivement les bruts doux et acides.

Ainsi plusieurs types de bruts servent de référence et conditionnent les prix mondiaux :

- ⇨ Le “Brent” : Il comprend 15 variétés provenant de gisements de la Mer du Nord. Il sert de référence en Europe (bien que maintenant une bonne partie de l’Europe achète son pétrole en Russie), en Afrique, dans les pays du bassin Méditerranéen... C’est une huile légère (densité autour de 0,83), contenant environ 0,37% de sulfures. Elle est idéale pour produire des gazoles.
- ⇨ Le “West Texas Intermediate” : Il sert de référence aux États-Unis. C’est une huile de très bonne qualité, plus légère que le Brent (densité autour de 0,827), à faible teneur en soufre (vers les 0,24%).
- ⇨ Le “Dubai-Oman” : Il sert de référence au Moyen-Orient et pour les exportations du Golfe Arabe jusqu’en Asie. Sa densité est d’environ 0,871, et contient environ 2% de soufre.
- ⇨ Le “Tapis” : Brut Malaisien servant de référence pour les pétroles légers en Extrême-Orient et en Australie.
- ⇨ Le “Minas” : Brut Indonésien lourd utilisé comme référence en Extrême-Orient.

La liste n’est pas exhaustive et il existe bien d’autres bruts de référence. On pourrait consulter [Favennec1998] en ce qui concerne la logique de fixation des prix des bruts par rapport à ces références, et les pratiques commerciales sur le marché pétrolier.

**A.2.2.2.3 Selon les proportions des différentes classes d’hydrocarbures** La plupart des bruts peuvent ainsi être rangés dans ces quatre familles :

- ⇨ Bruts à prédominance paraffinique : Les hydrocarbures linéaires sont les plus abondants (généralement plus de 40%). Ils contiennent également des naphènes (cycloalcanes) et des bitumes. Ces bruts sont très recherchés car ils aboutissent directement à une grande proportion de produits légers comme l’essence et le gazole suite à la distillation.
- ⇨ Bruts naphéniques : Ils contiennent plus de 40% d’hydrocarbures cycliques saturés (ce taux est également appelé “indice de naphène”). Après distillation, ils produisent des quantités importantes de goudrons et de fiouls lourds. Ils peuvent aussi aboutir à des hydrocarbures aromatiques à haut indice d’octane, mais après des traitements et transformations supplémentaires.
- ⇨ Bruts paraffiniques-naphéniques : Ces bruts se situent entre les deux extrêmes évoqués juste avant.
- ⇨ Bruts à prédominance aromatique : Ils contiennent un pourcentage important d’hydrocarbures aromatiques de faible masse moléculaire, ainsi que des naphènes, des bitumes et des composés paraffiniques en moindres pourcentages.

## A.2.3 Le gaz naturel aujourd’hui

Le gaz naturel constitue aujourd’hui la troisième source d’énergie pour l’Homme, après le pétrole et le charbon. En 2006, le pétrole couvrait 34,4 % des besoins en énergie primaire de la planète, le charbon 26,0 %, le gaz naturel 20,5 % selon l’Agence Internationale de l’Énergie. Il est essentiellement composé de méthane. Les molécules de méthane sont très stables, et peuvent se former sans nécessité de procédés biologiques. Dans notre système solaire par exemple, on en trouve à l’état gazeux sur Mars, Jupiter, Saturne et la Terre. Il est également présent dans l’atmosphère d’Uranus et de Neptune, mais cette fois sous forme de nuages.

### A.2.3.1 Ses sources

Ses sources sont très variées :

- ⇨ Les sources conventionnelles. Ces gaz ont été formés grâce aux processus décrits dans la Section A.1.1.
  - ⇨ Les gaz non associés : Ils sont produits par les puits de gaz (parfois appelés en Anglais “*Gas Well Gas*”). C’est la forme de gaz naturel la plus exploitée. Ils sont généralement plus enfouis que les puits de pétrole ; plus le puits est profond, plus il est sec. Leurs réservoirs contiennent souvent de l’eau salée.
  - ⇨ Les gaz associés : Ce sont les gaz présents dans les réservoirs de pétrole ou de gaz humides, sous forme gazeuse ou en solution. Ils sont essentiellement constitués de méthane, mais contiennent aussi un taux assez important d’éthane.
- ⇨ Les sources non conventionnelles :
  - ⇨ Les réserves de l’Arctique et de l’offshore non conventionnel.
  - ⇨ Les “ gaz des réservoirs très profondément enfouis ” : “*Deep Natural Gas*” en Anglais, ce gaz provient de gisements se situant à des niveaux bien plus profonds que les sources conventionnelles. Ces réservoirs sont enfouis à plus de 4000 mètres sous terre, et sont tenus à hautes températures et pressions. Bien qu’il n’existe pas pour l’instant une théorie scientifique établie, certains pensent que ces gaz ont une origine non organique, et que leur formation est liée aux processus géologiques de la formation de la Terre. Les techniques d’exploration, de forage et d’exploitation ayant bien évolué, ces sources tendent à devenir plus conventionnelles ([Total2007c]).
  - ⇨ Les “Réservoirs gaziers compacts” : “*Tight Gas*” en Anglais (ou parfois ou “*Thight Sands Gas*”, compte tenu de la nature gréseuse de la plupart des réservoirs), c’est du gaz naturel emprisonné dans des roches de faible porosité et perméabilité ( $< 0.1$  millidarcy), ce qui rend délicat et complexe sa mise en production. Les gaz ayant une très faible mobilité à l’intérieur de ces roches, il faut avoir recours à des techniques coûteuses de stimulation du réservoir telles la fracturation hydraulique (voir Paragraphe A.2.5.3.3) ou d’acidification de la formation pour leur permettre de se désengager. Ces réservoirs sont surtout exploités aux États-Unis (et dans un second plan au Canada), et ce depuis les années 70 à peu près. Toutefois, l’état des connaissances ainsi que les techniques de récupération actuels ne permettent d’extraire que 6 à 10% de ces accumulations [Total2007d].
  - ⇨ Le “Gaz de Schiste” : Il s’agit de gaz naturel présent dans les fissures des schistes, et appelé “*Shale Gas*” en Anglais. Les schistes sont des roches sédimentaires imperméables aux hydrocarbures, rigides et pouvant être facilement fracturées en des couches minces. Ces roches étaient initialement des roches mères dans lesquelles une partie du kérogène était restée emprisonnée. Elles se sont ensuite enfouies profondément, et la matière organique s’est transformée en gaz naturel. Ces couches sont riches en matière organique (entre 0,5% pour les plus matures et 20%) [USDE2009], et gisent à plus de 2 000 mètres de profondeur. Contrairement au gaz conventionnel, le gaz de schiste n’est pas accumulé dans une zone restreinte, mais est présent à faible concentration dans un énorme volume de roches. Son exploitation a été rendue possible grâce à la fracturation hydraulique (voir Paragraphe A.2.5.3.3). Le forage s’effectue d’abord verticalement, puis est orienté horizontalement (avec une longueur pouvant atteindre les 3000 m) pour atteindre un plus grand volume de roche avec un seul puits. Le taux de récupération peut atteindre ainsi 40% du volume disponible. En France, le sous-sol abrite d’importantes réserves de gaz de schiste. Mais pour des raisons écologiques, on n’a pas vraiment cherché à l’exploiter. Ceci est dû à la pollution du sous-sol générée par la fracturation hydraulique, et au fait que le gaz libéré pourrait rejoindre les nappes d’eau souterraines (une partie aussi s’échappe inévitablement dans l’atmosphère). La polémique a pris feu suite à un document intitulé “*Gasland*”, réalisé

par Josh Fox en 2010. Le réalisateur montre dans son documentaire des scènes bizarres comme de l'eau de robinet (destinée à être potable) pétillante de méthane, dont la couleur peut virer du jaune au marron, et qui peut même s'enflammer (Fig.A.5)!!! L'exploitation



FIGURE A.5 – Une eau de robinet qui s'enflamme! (Photos extraites du documentaire Gasland)

du gaz de schiste se poursuit néanmoins aux États-Unis, les pétroliers et quelques autres experts avançant que cette présence de méthane est d'origine naturelle<sup>29</sup>.

⇒ Le “gaz de houille”<sup>30</sup> : Exploité depuis le 19<sup>ème</sup> siècle à des fins d'éclairage<sup>31</sup>, il est issu de la transformation de la houille en coke. Il est constitué d'environ 48% de H<sub>2</sub> et 36% de CH<sub>4</sub>, le reste étant du monoxyde et dioxyde du carbone, et également du sulfure d'hydrogène. Aujourd'hui il n'est plus commercialisé, mais utilisé pour réchauffer les fours lors de la cokéfaction.

⇒ Le “gaz de couche” : Dit aussi “gaz de charbon”<sup>32</sup>, il est connu des mineurs sous le nom “Grisou”. Inodore et incolore, il est leur ennemi numéro 1 (son inflammation, compte tenu de la présence des poussières, peut engendrer des flammes supersoniques dans les galeries minières.). Il a été généré durant le processus de formation du charbon, comme mentionné dans la Section A.1.1. Pendant sa formation, une grosse partie s'échappe vers des roches plus perméables et poreuses, néanmoins une bonne partie est retenue, *adsorbée* par les grains et micropores du charbon. Cette quantité croît avec la maturité et la profondeur des veines de charbon. La surface de ses micropores étant très importante, le charbon peut retenir des quantités de méthane par unité de volume jusqu'à trois fois plus importantes que les puits conventionnels se situant à la même profondeur et pression [Mokhatab2006]. Outre cette origine, dans les charbons n'ayant pas connu une importante maturité, le gaz de couche peut être généré par des activités bactériennes récentes [Mokhatab2006].

Le gaz de couche est constitué surtout de méthane, avec un peu d'hydrocarbures plus lourds, ainsi que du CO<sub>2</sub> et du N<sub>2</sub> (le mélange récupéré contient aussi de l'eau, originaire de la matrice).

Il existe trois techniques d'extraction du gaz de couche :

▀ Récupération sans assistance : C'est la récupération passive du gaz qui se libère naturellement (le grisou dans les mines). Elle permet la valorisation du gaz et empêche son rejet dans l'atmosphère.

▀ Récupération assistée : Elle consiste en un forage vertical, orienté ensuite dans la veine de charbon. L'opérateur fait diminuer la pression, ce qui fait remonter l'eau contenue dans la matrice. La pression baisse et le gaz se désengage (compte tenu de la pression

29. A noter que l'industrie pétrolière bénéficie de très solides appuis et privilèges aux U.S., comme à titre d'exemple Dick Cheney, vice-président de Bush entre 2001 et 2009 et P.D.G. de Halliburton.

30. “Coal Gas” ou “Town Gas” en Anglais.

31. D'où on y fait parfois référence par “Illumination gas” en Anglais.

32. “Coalbed methane” dans la littérature Anglo-saxonne

dans la matrice, il sort souvent à l'état liquide) et est récupéré. Le charbon a une faible porosité (< 10%) et perméabilité. Ainsi cette technique n'est rentable que si le réservoir est stimulé.

- ▣ Récupération assistée avec stimulation du réservoir : Elle consiste à injecter du CO<sub>2</sub> ou du N<sub>2</sub> pour pousser le méthane à sortir, ou le plus souvent à recourir à la fracturation hydraulique. On cherche ainsi à enrichir les veines en microfissures et à les connecter pour permettre au gaz de s'écouler.
- ⇒ Les "gaz acides"<sup>33</sup> et "hyper acides" : Ils contiennent de l'H<sub>2</sub>S, du CO<sub>2</sub> et des thiols à des concentrations qui rendent leur traitement difficile (ces composants doivent être retirés du gaz pour le porter aux normes commerciales). Les gaz contenant plus que 20% de sulfure d'hydrogène ou de dioxyde de carbone sont dits hyper acides. H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> et mercaptans corrodent les conduites et les pompes, obligeant l'opérateur à utiliser une métallurgie adaptée, et augmentant les coûts de transport. Selon [Total2007e], 40 % des réserves mondiales actuelles de gaz naturel sont acides. Il est donc fondamental de pouvoir exploiter ces gaz à corrosivité fissurante. Divers procédés d'adoucissement existent aujourd'hui, dont les premiers datent de la fin des années 50. Ils sont essentiellement basés sur la chimie des amines et la distillation cryogénique. Les détails peuvent être retrouvés dans [Total2007e] ou dans [Mokhatab2006], [Arnold1999], [Leprince1998] pour une revue plus scientifique et détaillée.
- ⇒ Les "gaz biogéniques" : Ils sont issus de la fermentation anaérobie de composés organiques non fossiles. Ils ont un cycle de vie relativement rapide, le méthane se générant après un mois environ, et ils contiennent du CO<sub>2</sub>. On les considère parfois comme sources conventionnelles ou renouvelables. On les retrouve surtout dans les marais (c'est pourquoi le gaz naturel était à un moment appelé "gaz des marais"), les déchèteries, les boues des stations d'épuration... Le gisement le plus connu est celui du lac Kivu. Ils sont aussi produits dans les bio-réacteurs<sup>34</sup>.
- ⇒ Le "gaz de tourbe" : Beaucoup de tourbières produisent des quantités importantes de gaz, notamment du méthane. Cependant ils constituent une source très diffuse, le gaz ne cherchant pas à se concentrer dans une zone bien restreinte. Ces sources ne sont pas exploitées et ne suscitent pas l'attention des pétroliers pour le moment.
- ⇒ Le "gaz des zones géo-pressurisées" : Les zones géo-pressurisées sont des zones souterraines soumises à des pressions inhabituelles compte tenu de leur profondeur. Elles sont formées de couches d'argile qui se sont entassées rapidement sur un milieu plus perméable et poreux. Cet entassement rapide des argiles comprime l'eau et les gaz qu'ils contiennent, et les poussent vers la roche perméable, où ils restent piégés sous de grandes pressions. Ces zones sont retrouvées sous la terre continentale et sous les lits marins, à des profondeurs de l'ordre de 4500 à 7500 m. Certains pensent que le contenu de ces sources dépasserait celui de toutes les autres sources combinées mis à part les hydrates de méthane. A ce jour, on ne sait toujours pas comment les exploiter.
- ⇒ Les "hydrates de méthane" : Les hydrates de méthane sont la dernière source de gaz non conventionnel découverte jusqu'à présent. Ce serait une source gigantesque de gaz, dépassant toutes les autres sources combinées. On les retrouve sur les planchers océaniques et dans les zones Arctiques. Ils ne sont stables qu'à basse température et haute pression. Ils se présentent sous la forme de cristaux de glace (c'est une glace qui brûle, d'où le nom Anglais de "Fire ice"), constitués de molécules d'eau formant une structure en cage

---

33. "Acid gas" en Anglais ou, avec un peu moins de rigueur, "Sour Gas".

34. Confronté à une surpopulation des prisons depuis le génocide, et pour subvenir à leurs besoins énergétiques, le Rwanda a mis au point dans la prison de Cyangugu un système original qui produit du méthane à partir des excréments et autres déchets organiques des prisonniers. (Source : BBC [BBC2005])



emprisonnant le méthane. A pression atmosphérique, ils se décomposent en eau et méthane. Pour le moment, aucune technologie ne permet de les exploiter économiquement, mais ils suscitent de nombreuses recherches tant sur le plan de l'exploitation que sur le plan écologique : on craint que leur exploitation ne perturbe le cycle de vie du carbone.

Le méthane dans l'atmosphère provient aussi d'autres sources : les volcans de boue, les sources géothermales, les rizières, la digestion des ruminants<sup>35</sup> (à ne pas négliger ces émissions : une vache en moyenne émet quelques centaines de litres de méthane par jour !) ainsi que certains mammifères et termites... On n'est donc pas les seuls à polluer !

### A.2.3.2 Ses dérivés et utilisations

En ce qui concerne les gaz humides, les condensats sont traités à part et aboutissent à des coupes pétrolières légères à valeur commerciale élevée. Le gaz sec jusqu'aux années 20 était presque exclusivement utilisé pour l'éclairage, et sur une aire restreinte, du fait des difficultés liées à son transport. Avec les avancées technologiques dans la fabrication des "pipelines", des raccords anti-fuite étanches et des réservoirs de stockage, son utilisation s'est de plus en plus répandue.

Le gaz naturel doit être déshydraté, et débarrassé des impuretés telles que les composés acides et les gaz non combustibles avant d'être utilisé :

- ⇒ En tant que carburants pour produire de la chaleur (chauffage domestique, cuisson, fioul industriel...) vu que la température de sa flamme peut atteindre les 1960°C, en tant que GNV<sup>36 37</sup>, ou pour produire de l'électricité. Étant propre, le gaz naturel peut être utilisé dans les centrales thermiques employant les turbines à combustion<sup>38</sup> (et non uniquement les turbines à vapeur).
- ⇒ Dans l'industrie pétrochimique, ses applications sont extrêmement variées. On en tire du méthanol, de l'éthylène, du dihydrogène, de l'ammoniac... Ces ingrédients sont utilisés en tant que tels, ou comme matière première pour la fabrication de nombreux autres matériaux : le PVC<sup>39</sup> (issu de l'éthylène), le polyéthylène, le polyester, les plastiques et de nombreux autres polymères, les antigels, les solvants, les engrais (riches en sulfates), de l'acide sulfurique, de la peinture, des fibres...
- ⇒ Peut être utilisé pour produire du pétrole comme déjà mentionné (voir Paragraphe A.2.1.1).

### A.2.3.3 Par rapport au pétrole

Son transport n'étant plus un problème, le gaz naturel est préféré au pétrole lorsqu'il peut se substituer à lui, et ce pour de nombreuses raisons :

- ⇒ Comparé aux autres énergies fossiles, et pour la même quantité d'énergie produite, la combustion du gaz naturel émet moins d'oxydes d'azote, de CO<sub>2</sub>, de H<sub>2</sub>S et de suies. Ceci réduit les problèmes d'ozone, de réchauffement climatique et de pluies acides, le gaz naturel est plutôt considéré comme une énergie propre [Mokhatab2006].
- ⇒ Dans les pays imposant des contraintes strictes sur les rejets atmosphériques, l'utilisation du gaz naturel comme carburant est bénéfique pour les industriels. Les gaz et fumées émises étant plus propres, il est possible de faire une économie sur les filtres et autres installations de dépollution.

---

35. Il se produit par digestion anaérobie dans les intestins des ruminants, et de l'Homme aussi.

36. Pour Gaz Naturel Vehicule.

37. La compression dans de tels moteurs doit être plus importante que pour les moteurs à essences, l'indice d'octane du GNV étant plus important.

38. Parmi les avantages de ces centrales, c'est la faible consommation d'eau, un coût d'investissement moindre, mais surtout leur démarrage rapide ; Ils peuvent subvenir rapidement aux besoins pendant les heures de pic.

39. Pour Polychlorure de Vinyle.

- ⇔ L'extraction et le traitement du gaz naturel est plus aisée que pour le pétrole, par conséquent il est moins cher.
- ⇔ Son point éclair<sup>40</sup> est très bas (vers les -190°C), donc il est inflammable quelle que soit la température externe. A titre de comparaison, le point éclair du diesel se situe vers les 70°C.
- ⇔ Sécurité :
  - ⇒ Le gaz naturel n'est ni toxique, ni corrosif (donc n'abîme pas les conduites), mais peut provoquer une asphyxie par privation d'oxygène si sa concentration devient importante.
  - ⇒ Il ne s'enflamme que si sa concentration atteint les 5 à 15%, et qu'une source d'ignition est présente. Étant incolore et inodore, il est généralement mélangé à des produits très odorants tel que les mercaptans pour déceler d'éventuelles fuites. On peut donc le sentir avant que sa concentration n'atteigne les 1%, donc bien avant qu'il ne puisse s'enflammer. Son inflammation ne résulte que rarement en une détonation, ceci si le milieu est confiné et la concentration du gaz est importante.
  - ⇒ Étant plus léger que l'air, en cas de fuite, il suffit d'ouvrir les fenêtres pour s'en débarrasser. Il ne forme pas de nappes stables ni au sol ni dans l'atmosphère.

## A.2.4 Le gaz naturel : Composition et propriétés physicochimiques

### A.2.4.1 Composition

La composition du gaz naturel varie selon son origine. Cette composition n'est jamais constante, même lorsqu'on se restreint aux sources conventionnelles. Des méthodes de caractérisation telles que la chromatographie sont utilisées pour ces fins. Le lecteur intéressé peut consulter [Speight2002] (cité par [Mokhatab2006]).

Dans le Tableau A.1, on présente une composition type d'un gaz naturel provenant d'un puits à gaz.

Les gaz associés quant à eux contiennent des pourcentages plus importants d'hydrocarbures plus lourds que le méthane : la teneur en éthane peut atteindre les 20%, et celle du propane les 15% ([Mokhatab2006]).

Composé	Formule chimique	Fraction volumique (%)
Méthane	CH <sub>4</sub>	>85
Éthane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3-8
Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1-2
Butane	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	<1
Pentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	<1
Dioxyde de carbone	CO <sub>2</sub>	1-2
Sulfure d'hydrogène	H <sub>2</sub> S	<1
Diazote	N <sub>2</sub>	1-5
Hélium	H <sub>2</sub>	<0.5

TABLE A.1 – *Composition type d'un gaz naturel sec [Mokhatab2006].*

D'une manière générale, plus le puits est mature (donc généralement enfoui plus profondément), moins on y trouverait d'hydrocarbures lourds. On note aussi que la présence de l'hélium peut parfois atteindre les 5%. Dans ce cas, l'hélium est isolé et vendu.

40. C'est la température la plus basse à laquelle un combustible émet suffisamment de vapeur pour former en présence d'un comburant un mélange inflammable en présence d'une source de chaleur (généralement une flamme).

Des impuretés autres que celles citées dans le Tableau A.1 peuvent aussi être présentes en traces dans le gaz. On en notera quelques unes :

- ⇨ De l'eau liquide ou en vapeur : Elle est séparée du gaz par point de rosée.
- ⇨ Des aromatiques : On les retrouve généralement dans les gaz initialement humides.
- ⇨ Des contaminants acides : On peut retrouver en petites quantités des thiols, de l'oxysulfure de carbone (COS), du sulfure de carbone (CS<sub>2</sub>).
- ⇨ Du radon : c'est un gaz rare radioactif.
- ⇨ Du mercure : Il se retrouve sous forme de vapeur (ou sous forme de composés organométalliques dans les condensats). Présent en très faibles concentrations, il est cependant très fortement toxique et corrosif (il réagit avec les alliages d'aluminium).

#### A.2.4.2 Propriétés physicochimiques

- ⇨ Diagramme des phases : Le diagramme des phases montre les transitions d'états de la matière (solide, liquide, gaz, supercritique...) pour un composé donné en fonction des conditions de température et de pression. Le diagramme de phase des mélanges tels que le gaz naturel (Fig.A.6) dévie du diagramme classique des corps purs.

La ligne d'ébullition sépare les zones où la matière se trouve à l'état liquide des zones où

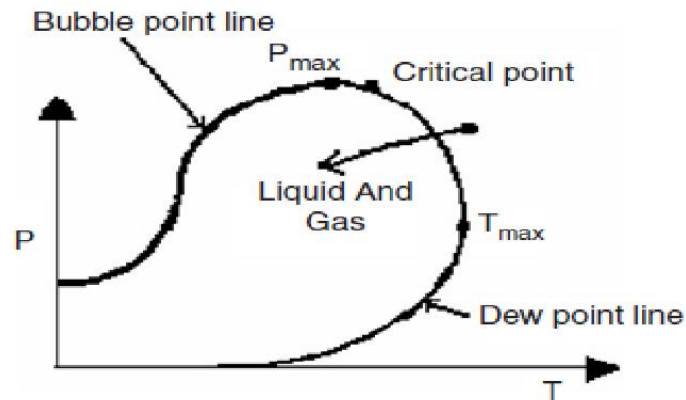


FIGURE A.6 – Diagramme de phases typique du gaz naturel (image tirée de [Mokhatab2007]).

elle se trouve à l'état de mélange liquide-vapeur. La ligne de rosée sépare les zones où le composé se trouve à l'état gazeux des zones où il se trouve en un mélange gaz-liquide. Les deux lignes se rejoignent au point critique : là le fluide devient supercritique ; la distinction entre les phases n'est plus possible.

On remarque d'après la Figure A.6 que pour une température donnée, il peut y avoir deux pressions correspondantes sur la ligne de rosée. Une *détente isotherme* peut donc entraîner la *condensation* : c'est le phénomène de la condensation rétrograde, qui explique la condensation des gaz humides suite à la détente à la tête du puits.

[Mokhatab2006] notent que les transitions d'état du gaz naturel sont très fortement influencées par la présence des hydrocarbures lourds.

- ⇨ Loi de comportement thermodynamique : Le comportement des gaz réels dévie de la loi des gaz parfaits d'autant plus que la pression augmente ou que la température diminue. Les gaz réels occupent généralement un volume moindre que s'ils étaient parfaits, d'où l'introduction d'un facteur dit de compressibilité  $\vartheta$  qui est le rapport de ces deux volumes :

$$\vartheta = (\text{Volume occupé par le gaz réel} / \text{Volume que le gaz aurait occupé s'il était parfait}) \quad (\text{A.2})$$

Dans la pratique, ce facteur de compressibilité n'est pas toujours inférieur à l'unité. La loi de comportement thermodynamique du gaz s'écrit :

$$pV_{Gaz} = \vartheta nR_{gp}T \quad (\text{A.3})$$

On peut trouver de nombreuses corrélations pour estimer  $\vartheta$  en fonction de la masse volumique du gaz, de sa pression et sa température critique dans [Mokhatab2006] ou dans [Arnold2008].

⇨ Masse molaire : La masse molaire du gaz naturel se calcule tout simplement par

$$M_{gaz\ naturel} = \sum_{i=1}^n y_i M_i \quad (\text{A.4})$$

⇨ Viscosité : Selon [Mokhatab2006], la viscosité dynamique du mélange peut être estimée par la formule suivante :

$$\mu_{gaz\ naturel} = \frac{\sum_{i=1}^n y_i \mu_i \sqrt{M_i}}{\sum_{i=1}^n y_i \sqrt{M_i}} \quad (\text{A.5})$$

A la différence des liquides, la viscosité des gaz augmente avec la température. On peut se référer à [Bardon2008] ou [Guyon2001] pour des explications dépassant le cadre de la mécanique des milieux continus. A notre connaissance, tous les gaz présentent un comportement newtonien.

## A.2.5 L'industrie pétrolière

L'industrie pétrolière traite de la chaîne industrielle du pétrole et du gaz naturel, du gisement jusqu'au consommateur. On peut la diviser en plusieurs sections, dont on traitera les plus importantes plus ou moins brièvement.

### A.2.5.1 La prospection et l'exploration

La première étape avant l'extraction du pétrole est tout naturellement la prospection pour situer ses réservoirs. Dans ses débuts, l'industrie pétrolière comptait sur les suintements d'huile (ou les fuites de gaz) à la surface de la terre pour les repérer. Cette technique ne permet ni d'estimer le volume de pétrole disponible, ni de localiser les réservoirs, et ne peut concerner qu'un faible pourcentage des gisements. Depuis, les techniques de prospection sont devenues extrêmement sophistiquées.

S'étant formé dans les bassins sédimentaires, c'est par là qu'il faut commencer à chercher le pétrole. C'est là que la théorie du pétrole abiotique a été dépassée, n'ayant permis aucune découverte de nouveaux gisements.

Bien que la vie sur Terre soit apparue il y a environ 3,8 milliards d'années, elle s'est longtemps limitée à des bactéries et micro-organismes. Elle ne connut une forte abondance (et diversité) que beaucoup plus tard, il y a environ 542 millions années, à la fin du Précambrien. Il faut donc s'épargner de chercher dans les roches plus vieilles.

Même si une accumulation de matières organiques a bien eu lieu, encore faut-il que les conditions bio-thermogéniques assurant sa transformation en kérogène et en pétrole aient pu s'ensuivre. C'est la question à laquelle doivent essayer de répondre la sédimentologie (décrire la nature des anciens milieux de dépôt), la géochimie organique (suivre l'évolution thermique du kérogène), la géochimie minérale (cerner l'évolution de la porosité des roches)...

La prospection peut commencer par la recherche d'indices de surface, tels que les suintements, les anticlinaux<sup>41</sup>, ou des alternances de roches poreuses et perméables dans le sous-sol mis à nu par l'érosion ou l'activité humaine. Les indices de surface ne pouvant pas toujours révéler l'identité du sous-sol, vient le rôle de la géophysique. Depuis les années 60, la géophysique met à notre disposition plusieurs moyens pour découvrir la composition rocheuse et la géométrie du sous sol, notamment les méthodes sismiques.

La méthode sismique consiste tout d'abord à envoyer des ondes sonores (qui ressemblent à de minuscules tremblements de terre) dans le sol. Ces ondes peuvent être générées simplement par une explosion d'une charge de dynamite. S'il s'agit de repérer des gisements en pleine mer, on utilise des ondes de choc que l'on crée par détente brusque d'air comprimé. Les ondes générées peuvent être classées en deux catégories :

- ⇨ Les ondes de surface qui vont circuler à la surface de la croûte terrestre (un peu comme les rides sur l'eau).
- ⇨ Les ondes de volume qui vont se propager dans le sous-sol en empruntant toutes les directions. On peut en distinguer deux classes :
  - ⇒ Les ondes P : Ce sont les ondes primaires. Elles sont longitudinales de compression-dilatation (comme les vibrations d'un ressort).
  - ⇒ Les ondes S : Ce sont les ondes secondaires. Ce sont des ondes de cisaillement transversales (comme des ondes sur une corde). Elles se déplacent moins vite que les ondes de type P, et ne peuvent pas se propager dans les milieux fluides.

La vitesse de ces ondes dépend du matériau qu'elles traversent. Elles subissent des réflexions et réfractions lorsqu'elles traversent une "interface" séparant deux types de roches différents. Une partie de ces ondes multi-réfléchies et multi-réfractées va être recueillie par de multiples appareils ultrasensibles : les géophones à terre et les hydrophones en mer. Finalement, tout ce signal complexe doit être traité, et il permet aux ingénieurs de restituer une image de synthèse tridimensionnelle, montrant la nature des différentes couches roches ainsi que leur épaisseur, leur porosité et même les fluides qu'elles peuvent contenir. Sauf que pour ceci, il faut pouvoir exprimer l'image en fonction de la distance et non pas en fonction du temps de parcours des ondes. Cette transformation nécessite des données empiriques et certaines hypothèses. Au bilan, à l'aide de l'image calculée numériquement (à l'aide d'ordinateurs super puissants) et à partir de tous ces signaux complexes, les géophysiciens peuvent reconnaître la présence d'un réservoir de pétrole, et estimer s'il est économiquement rentable. Toutefois, seul le forage peut effectivement confirmer la présence d'un réservoir. En 2008, d'après [Tocqué2008], environ un forage sur trois mène à un puits productif (contre un forage sur sept en 1990, selon la même source). Ceci pour des coûts pouvant aller d'un million de dollars par forage, jusqu'à 100 millions de dollars pour certains cas d'offshores ultra-profonds !

## A.2.5.2 Le forage

Le forage est donc l'étape clé de l'industrie pétrolière, qui seule confirme la présence d'hydrocarbures.

**A.2.5.2.1 Technique de forage dans les cas onshores** Une tour appelée "derrick" est tout d'abord installée. Elle soutient le dispositif de forage. La tige de forage, très longue et portée par le derrick, est munie d'une mèche de forage, le trépan ou "tricône". Le trépan va servir à casser/broyer les roches. C'est un outil à molettes dentées, formé d'un acier spécial très dur et parfois couvert de poussière de diamants ou de diamants synthétiques pour renforcer sa dureté. Il est mis en rotation

---

41. C'est un type de pièges à pétrole. Cependant, il existe d'autres types qui souvent ne peuvent être reconnus par des indices de surface.

à une vitesse d'environ 200 rpm. Les matériaux de forage doivent être bien adaptés aux situations auxquelles ils sont confrontés, comme par exemple les forages de profondeur. A partir de 4000 m de profondeur, les pressions deviennent de l'ordre de 15 bar, et les températures peuvent dépasser les 200°C, voire les 300°C à partir de 6000 mètres [Total2007c].

Le diamètre du trou initial peut varier d'une dizaine de centimètres jusqu'à un mètre environ. La progression du forage se fait à un rythme de quelques mètres par heure (selon la nature des roches rencontrées). Depuis des orifices situés dans la tige de forage au niveau du trépan, on injecte dans le trou des fluides appelés boues de forage. Elles sont composées d'un mélange complexe d'eau, d'argile ainsi que d'autres solides et divers additifs, a priori neutres ne posant pas de problèmes de pollution. Ces boues ont plusieurs rôles essentiels :

- ⇒ Le nettoyage du trou : Les déblais et roches broyés sont ainsi évacués jusqu'à la surface. Le mélange est tamisé<sup>42</sup> : les roches sont retenues et la boue réinjectée. Les géologues examinent les roches venant de différentes profondeurs et consolident ainsi leur connaissance du puits et de ses potentiels. Ils doivent aussi utiliser le carottage mécanique pour des informations et précisions supplémentaires.
- ⇒ Le refroidissement : Le trépan doit être en permanence refroidi et lubrifié par ces boues, qui nettoient aussi le front de taille.
- ⇒ Le maintien des parois du trou : Ils exercent une importante contre pression pour éviter l'effondrement. Évidemment, cette contre pression ne doit pas être énorme non plus pour que la boue ne se répande pas.
- ⇒ Isolation du trou : Il faut isoler le trou des nappes de fluides environnantes (pétrole, eau...). Il faut également empêcher les différentes couches, soumises à des pressions très différentes, de se vider les unes dans les autres.

Ces fluides doivent avoir des caractéristiques bien précises, pouvant s'adapter aux différentes conditions rencontrées. C'est ce qu'on appelle des "fluides intelligents", leurs propriétés rhéologiques pouvant être contrôlées via des paramètres extérieurs (taux de cisaillement, température...). Pour plus de détails, consulter [Le Chatelier-Brunet2005]. Parmi les propriétés essentielles que doivent avoir les boues de forage on cite :

- ⇒ Une densité suffisante pour contrebalancer la pression présente au puits, et éviter ainsi l'ébranlement et la fracturation des roches.
- ⇒ Une viscosité importante au repos pour empêcher les déblais produits par le trépan de sédimenter pendant les arrêts de forage.
- ⇒ Une viscosité sous cisaillement suffisamment faible pour permettre l'injection de la boue à travers l'outil de forage.
- ⇒ Pouvoir constituer une couche imperméable empêchant la pénétration des fluides depuis les roches fracturées.
- ⇒ Conserver ses capacités à des conditions de température et de pression élevées.

Au fur et à mesure de la progression, la tige de forage est rallongée et des tubes en acier sont introduits dans le trou : c'est par là que les hydrocarbures vont remonter. Le diamètre de ces tubes est généralement diminué avec la profondeur. Chaque fois qu'une profondeur suffisante est forée, l'espace annulaire (généralement excentrique) entre les tubages et les parois du trou doit être rempli de ciment. Le ciment est introduit depuis l'intérieur des tubes, et doit remonter dans l'espace annulaire tout en chassant les boues de forage. Cette tâche est extrêmement importante, puisqu'elle assurera la fixation et l'isolation du puits. Cependant, elle n'est pas du tout aisée. Le ciment, moins visqueux que la boue, a du mal à remplir tout l'espace annulaire : il essaie de court-circuiter en formant des doigts. C'est l'instabilité de Saffman-Taylor<sup>43</sup> [Gabard2001].

---

42. A l'aide de "Shale Shakers".

43. Ou instabilité des digitations visqueuses.

Les forages sont équipés d'un bloc d'obturation du puits (BOP), dispositif de sécurité indépendant. Il sert à empêcher le jaillissement des hydrocarbures sous l'effet de la pression du réservoir.

**A.2.5.2.2 Types de puits forés** Le premier forage est appelé forage d'exploration. Si la présence d'hydrocarbures est avérée, il faut encore vérifier qu'ils soient présents en quantités suffisantes. A la lumière des informations collectées lors du forage (nature des roches, leur perméabilité...), un calcul de rentabilité est dressé. Il faut ainsi évaluer la nature et le volume des hydrocarbures disponibles, leur enfouissement, le nombre de puits à forer, les installations les plus adaptées et les coûts engendrés... Si le champ s'avère rentable, c'est la mise en production : le puits peut être transformé en *puits de production*.

Dans le puits de production, un tubage amovible est généralement introduit. Le tubage va être soumis à la corrosion ou être sujet à l'encrassement : ainsi on peut facilement le remplacer. Des fentes sont percées dans le trou de forage à des positions correspondantes à la zone de production. Des acides et liquides de fracturation peuvent être injectés pour augmenter la perméabilité et la porosité de la roche réservoir. A la tête du puits on installe le fameux "Arbre de Noël" qui permet des opérations d'injection diverses et qui contrôle les débits.

Comme les réservoirs peuvent s'étendre sur de vastes espaces (des kilomètres carrés), il est nécessaire de forer plusieurs puits (à moins que la pression disponible ne soit suffisante). Les puits peuvent être verticaux ; ce sont les puits traditionnels utilisés depuis le 19<sup>ème</sup> siècle. Avec des technologies plus récentes, des puits déviés ou horizontaux peuvent être forés, assurant un meilleur contact avec le réservoir.

D'autres puits dits puits d'injection sont utilisés pour injecter des fluides dans le réservoir (voir Paragraphe A.2.5.3.1).

**A.2.5.2.3 Les forages offshore et les plateformes pétrolières** Dans les grandes lignes, les techniques de forage sont les mêmes qu'en onshore, sauf qu'il faut installer un support à la surface, la plateforme. Les coûts sont également plus élevés, et il faut faire face à des conditions météorologiques sévères.

Il existe différents types de plateformes : certaines sont fixes, d'autres sont flottantes et parfois même mobiles. Les plateformes fixes ne peuvent être utilisées que dans l'offshore conventionnel. Les plateformes doivent être bien adaptées aux conditions sismiques et aux conditions de mer. Certains de ces défis ont été discutés dans le Paragraphe A.2.1.1. Compte tenu de la limitation en espace et en poids, la plateforme doit porter le minimum de matériel possible. Ainsi on se contente généralement d'y mettre uniquement les séparateurs de phases hétérogènes, les hydrocarbures sont véhiculés jusqu'à terre pour les traitements ultérieurs et le raffinage.

La conduite reliant la tête du puits à la plateforme est appelée "Riser" dans le jargon pétrolier. Elle doit avoir une excellente isolation thermique pour éviter un refroidissement conséquent des hydrocarbures lors de leur remontée. Le refroidissement augmente la viscosité du brut, et peut conduire à des problèmes divers (voir Annexe C). En mer profonde, les profondeurs en jeu font souvent que le riser doit être flexible. Il est généralement enveloppé par des "bouées", qui font que la masse volumique moyenne approche celle de l'eau. Avec cette neutralité, il est soumis à de moindres tensions mécaniques.

### **A.2.5.3 L'extraction**

#### **A.2.5.3.1 Méthodes de récupération**

**A.2.5.3.1.1 Récupération primaire** Généralement, la pression au réservoir est suffisante pour que les hydrocarbures jaillissent jusqu'à la surface via le puits de production. Il suffit donc de

réguler les débits via l'arbre de Noël, et de récupérer le fluide. La récupération primaire ne permet de récupérer qu'environ 20% du pétrole.

Au fur et à mesure que le réservoir se vide, la pression ainsi que le pourcentage des gaz dissous dans le brut (et qui pouvaient opérer en "gaz lift") diminuent. Le pétrole a donc plus de mal à remonter jusqu'en surface. Pour améliorer le taux de récupération, il faut faire appel à des méthodes de récupération assistée<sup>44</sup>, qui sont classifiées en deux catégories : secondaire et tertiaire.

Dans le cas d'un puits à gaz, la baisse de production est due à un problème d'ordre différent. On en discutera dans le Paragraphe A.2.5.3.2.

**A.2.5.3.1.2 Récupération secondaire du pétrole** Les méthodes de récupération assistée sont utilisées si le prix du baril permet qu'elles soient rentables :

- ⇨ Pompage : Pour les puits onshores, on utilise souvent la fameuse pompe à tête de cheval. Sinon, il existe diverses autres pompes développées à ces fins. Certaines sont monophasiques et ne tolèrent pas la présence de gaz. D'autres sont multiphasiques, et correspondent très bien à cette application. Cependant, le choix d'une pompe multiphasique doit faire un compromis entre les taux de gaz qu'elle tolère et le gain de charge disponible. Une revue complète sur ce type de pompes, leurs limitations et leur utilisation dans l'industrie pétrolière peut être trouvée dans [Scott2004].
- ⇨ Injection d'eau : L'injection d'eau dans le réservoir permet d'y maintenir la pression, ainsi que de balayer les pores et en chasser le pétrole. Ce deuxième objectif est souvent altéré par le développement de l'instabilité de Saffman-Taylor. L'eau peut provenir d'une source externe, ou mieux, du gisement. Ainsi, une économie est permise par l'élimination des installations de traitement des eaux, et de la place est épargnée sur la plateforme.
- ⇨ Injection du gaz du réservoir : Le gaz naturel est moins cher et moins valorisable que le pétrole. On peut donc se permettre de le sacrifier en le réinjectant dans le réservoir, et ce dans le but de faire remonter plus de pétrole. Cette application permet aussi de s'en servir au lieu de le torcher dans les cas où il n'est pas disponible en quantités commercialisables.
- ⇨ Injection d'autres gaz : Le principe reste le même, sauf que le gaz à injecter n'est pas un produit du réservoir. On utilise généralement le diazote ou le dioxyde de carbone. Ces gaz sont en partie miscibles et il faut les séparer en surface pour les réinjecter. Cette miscibilité leur permet d'agir aussi en "gaz lift". Le diazote présente l'avantage d'être relativement inerte et abondant. Le  $CO_2$  est corrosif et peut favoriser le moussage du brut. Cependant il n'est pas cher, et son injection dans le puits sert aussi à son enfouissement.

Ces techniques permettent d'élever le taux de récupération jusqu'aux alentours des 40%. Elles doivent être utilisées avec attention, une mauvaise gestion pouvant entraîner le brassage du brut et de l'eau saline riche en soufre.

**A.2.5.3.1.3 Récupération tertiaire** Compte tenu des coûts impliqués, certains considèrent le brut récupéré à l'aide de ces techniques comme non conventionnel :

- ⇨ Injection de gaz miscibles : On utilise généralement le  $CO_2$  ou le  $N_2$ . Contrairement à la récupération secondaire où on les injecte dans le "chapeau gazeux", ils sont injectés cette fois-ci dans le brut. Les gaz ainsi dissous dans le pétrole diminuent sa viscosité et facilitent son pompage. Ils agissent aussi en gaz lift. Le  $CO_2$  réduit aussi les forces capillaires retenant le pétrole à la roche.
- ⇨ Méthodes thermiques : On injecte de la vapeur d'eau surchauffée ou des gaz de combustion dans le réservoir pour chauffer le pétrole et augmenter sa fluidité.

---

44. "Enhanced Oil Recovery" en Anglais, abrégé EOR.



⇨ Méthodes chimiques :

- ⇨ Injection de produits réduisant la viscosité du brut, comme certains solvants (généralement des hydrocarbures légers).
- ⇨ Injection de tensioactifs qui vont “laver” l’huile de la roche. Les tensioactifs possèdent en effet une tête hydrophile qui va essayer de se lier à l’eau, et une tête hydrophobe qui va essayer de se lier à l’huile. Les micro-émulsions ainsi formées sont plus facilement récupérables. Les tensioactifs essaient cependant de s’accrocher aux roches. Pour limiter ce phénomène d’adsorption, on ajoute des alcalins dans la solution à injectée. Ces molécules basiques augmentent la charge négative de la surface des roches qui repoussent les tensioactifs, eux-mêmes chargés négativement [Total2009].
- ⇨ Injection d’eau chargée en polymères : Les polymères utilisés sont solubles dans l’eau et augmentent sa viscosité. Le but est de réduire le développement de l’instabilité des digitations visqueuses qui limite l’ “effet piston” de l’eau, destinée à chasser le pétrole. L’action des polymères actuellement utilisés se réduit fortement en présence de sels, ou si la température dépasse les 80°C. En effet, les longues chaînes moléculaires responsables du pouvoir viscosifiant du mélange se replient et se mettent en pelotes [Total2009]. Total teste aujourd’hui de nouvelles molécules résistantes au chaud et à la salinité, et qui sont fabriquées par des bactéries.

La Figure A.7 montre les taux de récupération atteints par l’utilisation de ces différentes méthodes en fonction de la viscosité de l’huile.

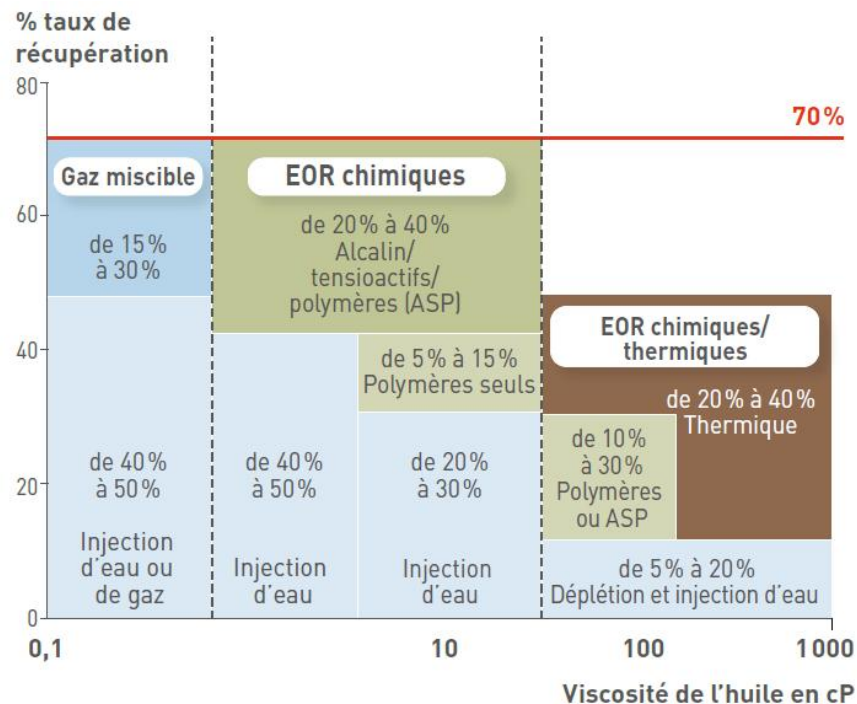


FIGURE A.7 – Taux de récupération atteints suite à l’utilisation de différentes méthodes de récupération assistée (image tirée de[Total2009]).

**A.2.5.3.2 Récupération assistée du gaz** Au début de la mise en production d’un puits gaz, la différence de pression entre le réservoir et la tête du puits fait que le gaz sort à grande vitesse du puits, entraînant avec lui de l’eau. Au fur et à mesure de la chute de pression dans le réservoir, comme montré sur la Figure A.8, le débit du gaz diminue, et ce dernier a de plus en plus mal à vaincre la pression hydrostatique de l’eau que lui même avait soulevée en grande partie jusqu’au

puits. La récupération primaire finit par s'arrêter, et il faudrait faire appel à des méthodes de récupération assistée dites méthodes de "déliquification des puits"<sup>45</sup> :

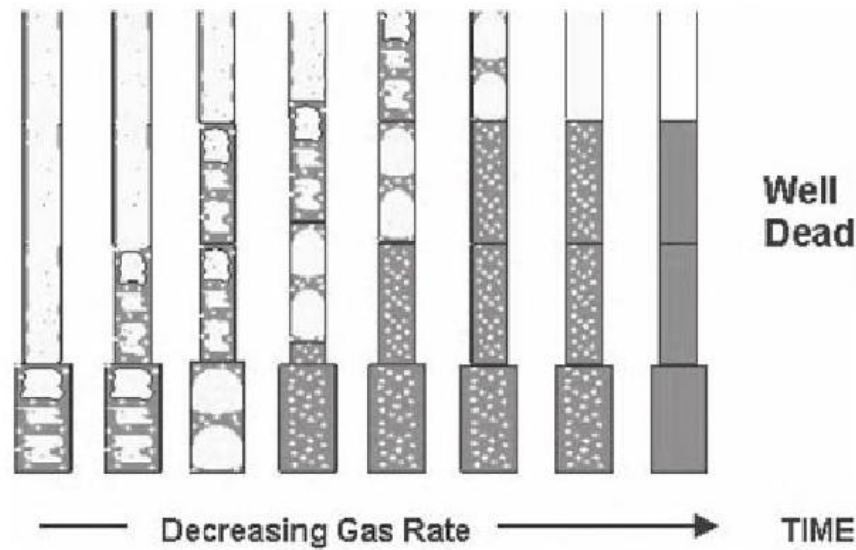


FIGURE A.8 – Cycle de vie d'un puits de gaz mis en production (image tirée de [Lea2008]).

- ⇨ Séparation de fond<sup>46</sup> : La méthode consiste à placer un séparateur gaz-liquide dans le puits, le plus profond que possible. Ainsi l'eau et le gaz peuvent être séparés avant leur remontée. Débarrassé de la contre pression de l'eau, le gaz peut remonter seul jusqu'en tête de puits. Quant à l'eau, il y a deux solutions possibles pour la gérer :
  - ⇨ Soit la réinjecter au fond du réservoir. Ceci peut se faire à l'aide d'une pompe ou tout simplement par drainage gravitaire.
  - ⇨ Soit la faire remonter jusqu'en surface à l'aide d'une pompe, la traiter et s'en débarrasser ensuite.
- ⇨ Remonter le mélange diphasique et le séparer en surface : On fait remonter le mélange jusqu'en surface où le gaz est séparé et isolé. L'eau est soit rejetée soit réinjectée au fond du réservoir. Parmi les méthodes employées :
  - ⇨ Chauffage du réservoir : La viscosité de l'eau est alors réduite et la pression au réservoir augmentée, permettant à une quantité supplémentaire de gaz de remonter.
  - ⇨ "Gaz Lift" : Cette méthode est utilisée pour évacuer l'eau jusqu'en surface et permettre ainsi au gaz de remonter.
  - ⇨ Aspiration.
  - ⇨ Pompage multiphasique.

**A.2.5.3.3 Techniques de stimulation du réservoir** Ces techniques comprennent essentiellement l'hydrofracturation et l'acidification de la formation, qui sont généralement utilisées ensemble. Elles sont surtout employées pour extraire certains gaz non conventionnels (Paragraphe A.2.3.1). L'hydrofracturation consiste à disloquer les roches réservoirs peu perméables, ceci en les fissurant par injection d'un fluide à très forte pression. Le but est de forger un chemin de remontée pour les hydrocarbures en augmentant la perméabilité de la roche réservoir. Le fluide injecté est le plus souvent de l'eau, mais avec énormément d'additifs. Un rapport du "Congrès" cite 750 types d'additifs utilisés lors de la fracturation hydraulique ! Parmi les composants du mélange :

45. "Gas Well Deliquification" ou "Gas Well Dewatring" en Anglais.

46. Pour "Downhole Separation" en Anglais.

- ⇨ Du sable fin : Il est parfois remplacé par des billes de céramique. Ce sable s'incruste dans les fissures et microfissures générées par la fracturation et les empêche de se refermer une fois la stimulation arrêtée.
- ⇨ Des acides : C'est généralement de l'acide chlorhydrique. Il facilite la pénétration du mélange dans les roches en dissolvant des minéraux.
- ⇨ Des biocides : Le but est de tuer les bactéries pour empêcher la formation de biofilms pouvant boucher les microfissures.
- ⇨ Des produits qui modifient le comportement rhéologique du mélange et lui permettent de maintenir le sable en suspension.
- ⇨ Des surfactants : Ils abaissent la tension superficielle des fluides.
- ⇨ Des agents anti-corrosion.
- ⇨ Des lubrifiants pour abaisser les pertes de charge.
- ⇨ Des inhibiteurs de dépôts pour empêcher l'encrassement dans les conduites.

La technique de fracturation hydraulique a toujours été en ligne de mire des écologistes et ce pour diverses raisons :

- ⇨ La fracturation hydraulique nécessite d'énormes quantités d'eau. Une très grande partie de cette eau n'est pas recyclable et est perdue dans le sous-sol.
- ⇨ Cette quantité d'eau perdue dans le sous-sol comporte énormément d'agents chimiques, et est soupçonnée de rejoindre les nappes d'eau potable. Une partie des additifs semble être toxique et cancérigène. Certains avancent que ces agents peuvent altérer les sécrétions hormonales de l'Homme et du bétail.
- ⇨ Une partie du méthane libéré s'échappe inévitablement dans l'atmosphère. Le gaz est aussi soupçonné de migrer jusqu'aux nappes phréatiques.
- ⇨ Risque de secousses sismiques.

#### A.2.5.4 La séparation des phases hétérogènes

C'est cette étape-là du processus industriel qui nous intéresse, puisque c'est ici que le GLCC est censé intervenir. Comme déjà évoqué au cours de cette annexe, les réservoirs d'hydrocarbures contiennent presque toujours différentes phases hétérogènes (eau, huile, gaz...) qui vont se retrouver dans le mélange extrait des puits. D'autres phases peuvent s'ajouter lors des procédés de récupération assistée. Les hydrocarbures doivent être isolés, liquides et gaz à part, avant d'être envoyés en raffinerie.

On va commencer par expliquer pourquoi il n'est pas possible de récupérer uniquement la phase intéressante en tête de puits, avant de se pencher sur les problèmes que peut induire une mauvaise séparation.

**A.2.5.4.1 Les phases à séparer** Si les différentes phases sont plus ou moins superposées par ordre de densité dans le réservoir, il ne faut pas imaginer que l'on va récupérer une phase homogène en tête de puits :

- ⇨ Le réservoir est soumis à des conditions de pression et de température très élevées. Le passage aux conditions de la tête du puits va s'accompagner de changements de phase.
- ⇨ L'état de certaines phases dans les conditions du réservoir peut être supercritique. Les phases ne sont donc pas aussi bien séparées que l'on peut le penser.
- ⇨ Vu les conditions régnantes dans le réservoir, la mise en production du puits ressemble sans doute à l'ouverture d'une cocotte minute très chauffée ! Le mélange va jaillir brutalement : les forces d'inertie l'emportent sur les forces de flottabilité qui tendent à faire ségréguer les phases.

Les fractions des différentes phases récupérées dépendent du puits ainsi que de son âge. Ces mélanges sont généralement caractérisés par le rapport du volume du gaz sur celui du brut ou du liquide (GOR et GLR<sup>47</sup>), et de l'eau sur celui du brut (WOR<sup>48</sup>). Les GORs élevés sont généralement associés à des réservoirs de brut léger. Le WOR croît communément avec l'âge du puits, comme en témoigne la Figure A.9.

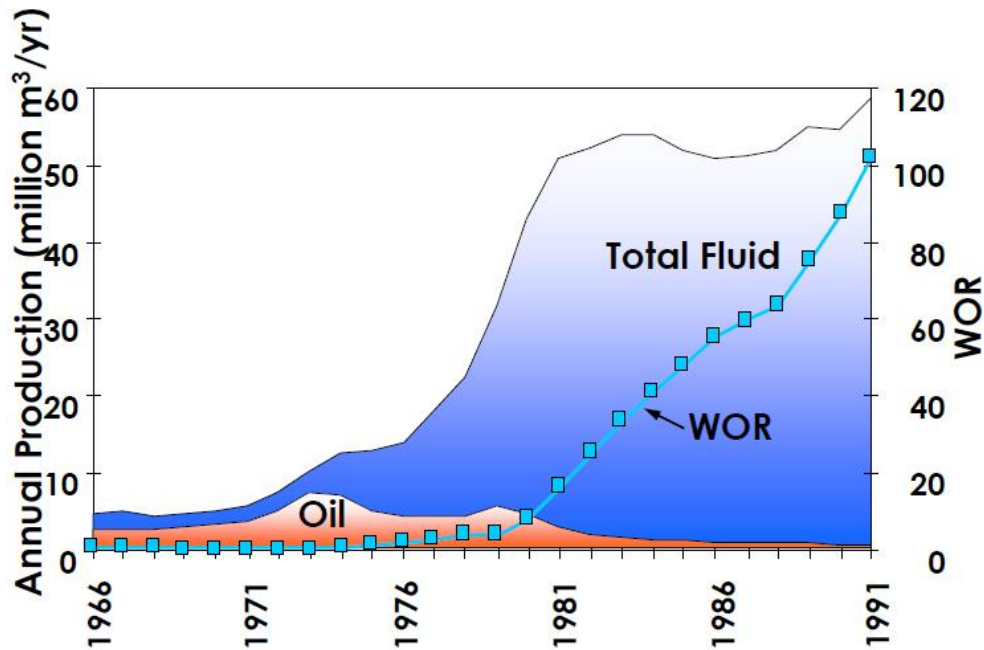


FIGURE A.9 – Évolution temporelle des volumes d'eau et d'huile extraits d'un champ pétrolier Canadien, le "RedwaterField" (image tirée de [Piers2005]).

S'ajoutent à ces différentes phases les débris solides qui vont rejoindre le mélange. Ils peuvent provenir du réservoir, d'un changement de phase (cristallisation...) ou peuvent être arrachés des installations. Les différentes phases non miscibles doivent être séparées pour que chacune puisse être traitée convenablement par la suite.

#### A.2.5.4.2 Les conséquences d'une mauvaise séparation

##### A.2.5.4.2.1 Présence de gaz dans le brut

- ⇒ Le rendement de pompes va chuter surtout si elles sont monophasiques. Utiliser des pompes multiphasiques va engendrer un important accroissement des charges.
- ⇒ Risque de cavitation dans les pompes monophasiques.
- ⇒ Par rapport au transport d'un brut propre dans les pipelines, la présence d'une seconde phase va augmenter les pertes de charge ainsi que les taux d'érosion.
- ⇒ La présence de méthane augmente le risque de formation d'hydrates qui peuvent boucher les conduites.
- ⇒ Altération du fonctionnement des appareils de mesure tels que les débitmètres. Même si on utilise des débitmètres multiphasiques qui sont très chers, leur précision va diminuer dès que le taux de gaz augmente.

47. Pour "Gas on Oil Ratio" et "Gas on Liquid Ratio" respectivement.

48. Pour "Water on Oil Ratio".

#### **A.2.5.4.2.2 Présence de liquide dans le gaz**

- ⇨ Cas de gouttelettes d'huile
  - ⇒ Une partie de l'huile, valorisable, est perdue.
  - ⇒ Risque de moussage dans les unités en aval, telles que les unités de déshydratation du gaz ou les unités de séparation du  $CO_2$ .
- ⇨ Cas de gouttelettes d'eau :
  - ⇒ Augmentation importante du risque de formation d'hydrates de méthane et qui posent des problèmes d'encrassement.
  - ⇒ L'eau contient des sels, et ces derniers peuvent poser de très gros problèmes comme mentionné dans la Section A.2.2.1.
  - ⇒ Altération de la qualité des produits (chute du pouvoir calorifique par exemple).
- ⇨ Cas de gouttelettes d'eau ou d'huile :
  - ⇒ Augmentation des pertes de charge dans les gazoducs, et risque d'établissement d'écoulements à bouchons.
  - ⇒ Risque de panne au niveau des équipements prévus pour fonctionner en monophasique : turbines, compresseurs...
  - ⇒ Risque d'altération des catalyseurs par certaines substances contenues dans l'eau ou dans le brut.

#### **A.2.5.4.2.3 Présence d'eau dans l'huile**

- ⇨ Altération de la qualité des produits de raffinage.
- ⇨ Risque d'encrassement et d'altération des catalyseurs dans les systèmes à cause des sels.
- ⇨ Augmentation des pertes de charge lors du transport en oléoducs. L'émulsion formée par l'eau et l'huile a généralement une viscosité bien supérieure à celle de ces deux composants<sup>49</sup>.

#### **A.2.5.4.2.4 Présence d'huile dans l'eau**

- ⇨ Problèmes environnementaux, à moins que l'eau ne soit réinjectée dans le puits.
- ⇨ Perte de matières valorisables.

#### **A.2.5.4.2.5 Présence de débris solides**

- ⇨ Risques de bouchage des conduites.
- ⇨ Érosion accentuée dans tous les équipements en aval.
- ⇨ Altération de la qualité des résidus atmosphériques. C'est là que vont se retrouver les débris en fin de raffinage.

### **A.2.5.5 Le transport**

La raffinerie ne se situe pas toujours près du gisement. Ceci est particulièrement vrai dans les applications offshore. Aussi, les pays consommateurs, pour des raisons économiques, préfèrent souvent raffiner leur brut eux-mêmes. Il faut donc transporter les hydrocarbures à de très grandes distances. Plusieurs méthodes sont utilisées :

**A.2.5.5.1 Par oléoducs ou gazoducs** Cette méthode de transport peut être utilisée pour le gaz naturel, pour le brut ainsi que pour ses dérivés. Les oléoducs/gazoducs sont équipés de stations de pompage relais. La pression doit rester dans un intervalle donné pour minimiser les risques de vaporisation ou de précipitation. Les conduites doivent avoir une bonne isolation thermique surtout

---

49. Dans des cas "extrêmes" tels que le transport des extra-lourds, de l'eau est ajoutée à l'huile pour diminuer la viscosité du mélange.

s'ils traversent des zones froides (zones Arctiques ou sous-marines). Le refroidissement augmente la viscosité du brut ainsi que les risques de formation de dépôts solides.

Les oléoducs/gazoducs constituent un mode de transport fiable à faibles coûts opératoires. Le coût de l'installation initiale reste par contre important. Ils peuvent être montés en souterrain, ce qui minimise les risques de sabotage. Leurs dimensionnement et entretien dépendent fortement de la qualité de la séparation effectuée en amont :

- ⇒ La pression à laquelle s'est faite la séparation détermine la pression minimale admise pour empêcher la vaporisation de certains composants.
- ⇒ Un écoulement multiphasique dans les conduites implique des pertes de charge très importantes. La valeur de la vitesse d'érosion, vitesse maximale admise dans les conduites, diminue aussi, surtout si l'écoulement contient des débris solides.
- ⇒ La présence de sable impose une condition sur le débit minimal admis : il faut garder les grains en suspension pour éviter une dégradation localisée des conduites ou leur bouchage.
- ⇒ Pour des raisons économiques, peu d'oléoducs sont fabriqués d'alliages résistant à la corrosion. On doit donc souvent injecter des inhibiteurs de corrosion pour limiter leur dégradation. Ces inhibiteurs forment une couche protectrice sur les parois internes des conduites. Des régimes multiphasiques "violents" comme les régimes à bouchons peuvent détruire cette couche (forts taux de turbulence, cisaillement important...). Le dimensionnement des conduites doit tenir compte de ce facteur [Mokhatab2006].

**A.2.5.5.2 Par voie maritime** Ce mode de transport est plus coûteux, mais plus flexible quant aux lieux de destination. Il est utilisé lorsque de grandes distances marines empêchent l'utilisation des oléoducs/gazoducs. Le brut et le gaz sont transportés respectivement par les pétroliers et les méthaniers. Le gaz naturel est liquéfié en le refroidissant jusqu'à  $-162^{\circ}\text{C}$ , et transporté à pression atmosphérique. Son volume se réduit ainsi à environ 1/600 de ce qu'il aurait occupé dans des conditions normales de température et de pression.

### A.2.5.5.3 Autres modes de transport

- ⇒ Pétrole : Il peut être transporté par voie terrestre dans des citernes. Ce mode de transport n'est économique que pour les faibles distances.
- ⇒ Le gaz naturel :
  - ⇒ Sous forme de gaz naturel comprimé : Le gaz est comprimé (au lieu d'être refroidi) pour faciliter son transport. Les pressions en jeu dépassent les 200 bar.
  - ⇒ Sous forme solide : Encore au stade expérimental, ce mode de transport consiste à transporter le gaz sous forme d'hydrates solides. Une tonne d'hydrates de méthane contiendrait  $160\text{ m}^3$  de méthane (dans les conditions standard) environ.

### A.2.5.6 Le raffinage du pétrole

Les différentes phases plus ou moins homogènes constituant le brut doivent être séparées, traitées ou transformées, puis portées aux normes commerciales requises. Tous ces processus se déroulent dans la raffinerie. Les méthodes de séparation utilisées sont des méthodes à diffusion, mais certains procédés nécessitent aussi l'utilisation de séparateurs mécaniques. Nous n'aborderons que les grandes lignes du raffinage et de la raffinerie dans le présent manuscrit. Le lecteur intéressé peut trouver les détails dans les ouvrages spécialisés tels que [Wauquier1994], [Wauquier1998] et [Trambouze1999].

**A.2.5.6.1 Distillation atmosphérique** Les premières raffineries ne contenaient que cette unité. Le principe est de séparer les différents composants du brut en exploitant leur différence

de température d'ébullition. Cette distillation se fait sous pression atmosphérique. Le brut, après désalinisation, passe à travers un train d'échangeurs portant sa température jusqu'à 360-400°C. Il est soumis à une forte pression, et quand il rentre dans la colonne de distillation, subit une détente violente, le "flash".

La colonne est composée de plusieurs plateaux (une quarantaine environ) perforés de trous et munis de calottes et de clapets, où les différentes coupes sont récupérées (voir Figure A.10). Les composants légers se volatilisent et remontent dans la colonne, créant un gradient thermique descendant, tandis que les composants lourds tombent au fond. Les constituants légers se liquéfient une fois que leur température de condensation est atteinte. Ainsi, un constituant donné arrive à remonter autant de plateaux que sa température de liquéfaction lui permet.

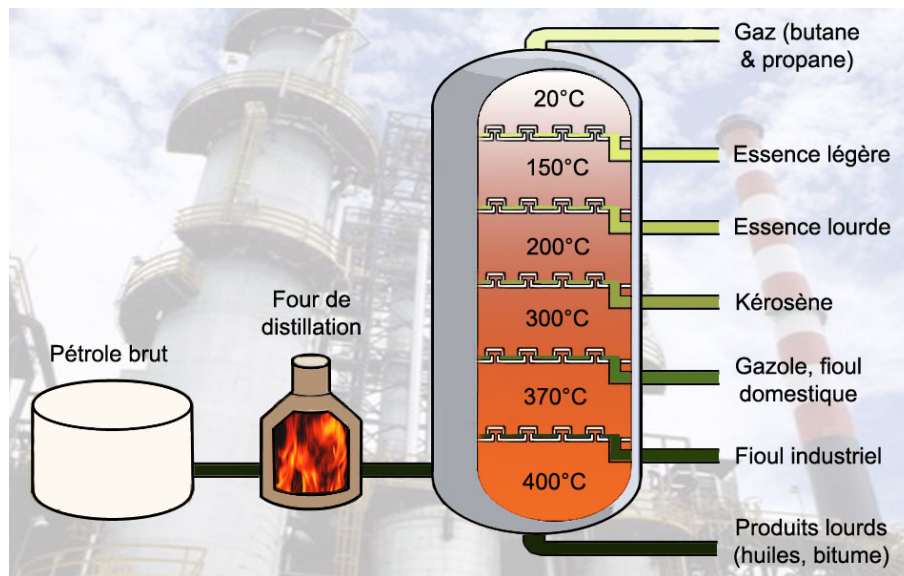


FIGURE A.10 – Schéma simplifié du fractionnement du pétrole.

Les liquides récupérés aux différents étages ne constituent pas de corps purs, mais plutôt des coupes, c.à.d un mélange plus simple, riche en certains composants. Pour mieux "purifier" ces différentes coupes, on utilise des techniques dites de "lavage". Une partie du liquide est ainsi réinjectée dans le haut de la colonne. En retombant à contre-courant par rapport aux vapeurs, les échanges de matière et de chaleur sont amplifiés. La vapeur absorbe les constituant légers du liquide, qui la débarrasse de ses constituants lourds.

Les différentes coupes sont finalement soutirées par des sorties convenablement placées dans la colonne. Elles doivent subir des traitements et transformations supplémentaires avant d'être commercialisées. Les fractions soutirées latéralement sont soumises à un fractionnement complémentaire appelé "stripping" dans des colonnes annexes appelées "Strippers", afin d'éliminer les fractions légères encore dissoutes : ceci se fait par injection de vapeur d'eau, à contre-courant. Les substances légères récupérées en tête de colonne peuvent être envoyées dans une colonne de distillation sous pression si l'on compte les découper encore : leur différence de volatilité n'est pas suffisante pour qu'on les sépare sous pression atmosphérique. Les résidus de distillation sont envoyés à une colonne de distillation sous vide.

**A.2.5.6.2 Distillation sous vide** Les résidus de la première distillation ne peuvent être traités sous pression atmosphérique : un chauffage supplémentaire pour en vaporiser certaines fractions va conduire à un craquage thermique. Ils sont donc envoyés vers une colonne de distillation sous vide. La pression y est d'environ 40 millibars de mercure, ce qui abaisse la température d'ébullition des produits.

Une partie de ces résidus est convertie en coupes légères, d'autres parties en fiouls. Les résidus, appelés fond du baril, sont constitués de bitumes, d'autres produits lourds et d'impuretés.

**A.2.5.6.3 Les unités de conversion et de transformation** La consommation des carburants automobiles ne cessant de croître, le marché des fiouls lourds se réduisant (le charbon et gaz naturel leur étant préférés), la demande est déplacée vers le "sommet du baril". Les industriels tendent donc à convertir les fractions lourdes, dont le prix est de moins en moins attractif, en fractions plus légères. Ces transformations restent partielles : ce n'est qu'une partie des coupes lourdes qui peut être convertie.

Les unités de conversion mettent en jeu des procédés plus ou moins complexes. D'autres unités ont pour but la finition du produit : augmentation de l'indice d'octane, élimination du plomb des essences, élimination des impuretés.... Les détails peuvent être dans les ouvrages spécialisés.

### A.2.5.7 Le raffinage du gaz naturel

Le traitement du gaz naturel est plus simple que celui du pétrole. Le gaz doit être d'abord débarrassé des liquides qui lui sont mélangés, ceci dans des unités de séparation classiques. Le nouveau défi concerne le traitement des gaz humides.

**A.2.5.7.1 Stabilisation des condensats** Les condensats issus des puits de gaz humides se liquéfient généralement à la tête du puits. Ils sont facilement séparables de l'eau vu leur faible densité et viscosité. Il reste cependant à les "stabiliser", c.à.d les débarrasser des composants qui se vaporisent à faible pression, notamment le méthane et l'éthane, et parfois même le propane et le butane : il ne faut pas qu'il y ait de changement de phases lors de leur stockage qui se fait généralement à basse pression.

Il existe deux méthodes principales et qui sont détaillées dans [Mokhatab2006] et dans [Arnold1999] :

- ⇨ Séparation par vaporisation : Ceci se fait à l'aide d'un train de séparation similaire à celui utilisé pour séparer les phases hétérogènes (voir Section 1.4). Les condensats passent à travers trois réservoirs, respectivement sous haute, moyenne et faible pression. L'équilibre thermodynamique fait qu'à chaque étape, une partie des composants légers se vaporise, et peut être retirée par la suite.
- ⇨ Stabilisation par fractionnement : Les condensats sont passés à travers une colonne de distillation chauffée en bas. Les fractions légères se vaporisent et sont récupérées en haut. Les fractions lourdes vont rester sous forme liquide au fond. Pour de meilleurs rendements, une colonne à reflux peut être utilisée : le liquide soutiré est passé dans une chaudière, puis réinjecté dans la colonne. Finalement, les fractions liquides peuvent être stockées une fois qu'on les a refroidies.

**A.2.5.7.2 Traitement du gaz** Une fois sec, le gaz est envoyé vers des unités de traitement des gaz acides. Le  $CO_2$ , le  $H_2S$  et autres composés soufrés tels que les mercaptans présentent des risques de corrosion ainsi que des risques sécuritaires et écologiques, et doivent être retirés. Le soufre peut être ensuite valorisé (en acide sulfurique par exemple), et le  $CO_2$  peut être réinjecté dans le réservoir ou dans des aquifères.

Le gaz est ensuite envoyé vers des unités de déshydratation pour réduire sa teneur en vapeur d'eau. Différentes méthodes comme l'utilisation de solvants ou la déshydratation par point de rosée peuvent être employées. Les prochaines étapes doivent le débarrasser du reste de ses impuretés comme le mercure, le diazote et l'hélium. L'hélium est parfois vendu, et le diazote peut être valorisé en engrais.



Le gaz naturel peut maintenant être commercialisé s'il répond aux normes. Parfois, pour des raisons économiques dans un premier plan et sécuritaires dans un second, on préfère isoler l'éthane, le propane et le butane, et les vendre à part. La méthode de séparation la plus employée est la réfrigération.

Les détails sur ces procédés peuvent être retrouvés dans [Mokhatab2006] et [Arnold1999]. En ce qui concerne le traitement des gaz acides, on peut aussi se référer à [Total2007e] ou à [Leprince1998].



# Annexe B

## Les ballons dévésiculeurs

Ces ballons, horizontaux ou verticaux, sont les séparateurs gravitaires classiques sur lesquels s'est longtemps appuyée l'industrie pétrolière. Ils consistent en un grand volume dans lequel transitent les différentes phases (voir Fig.B.1 et Fig.B.2). L'augmentation de la surface effective d'écoulement (par rapport à la conduite d'entrée) conduit au ralentissement du mélange. Ce ralentissement doit être suffisant pour que la gravité domine les forces d'inertie, et puisse ainsi séparer les différentes phases par ordre de densité. Ces ballons peuvent être triphasiques ou diphasiques. C'est seulement le second cas qui sera abordé dans ce manuscrit. Le lecteur intéressé par l'application en triphasique peut consulter [Arnold2008] ou [Mokhatab2006].

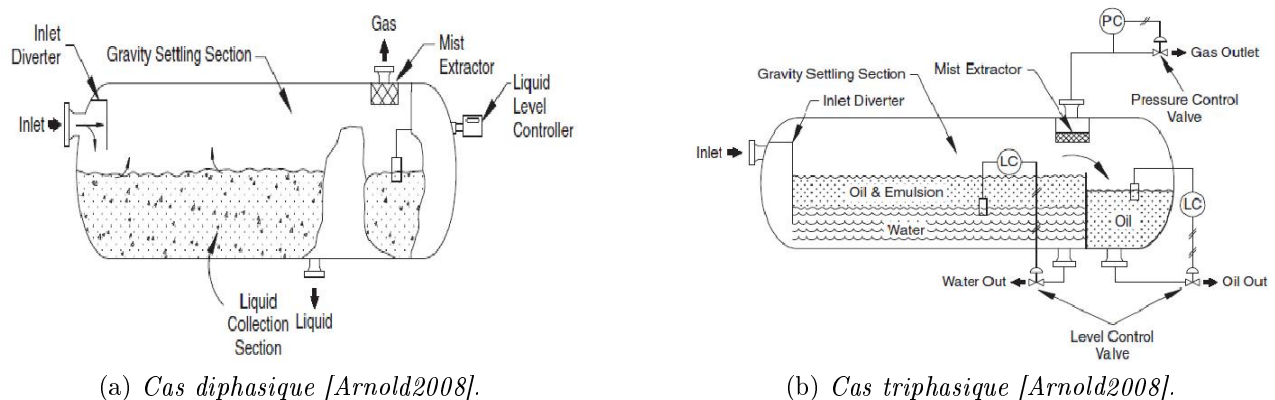


FIGURE B.1 – Ballons horizontaux simples.

Une fois le mélange entré dans le séparateur, son ralentissement conduit à une première séparation grossière. Le liquide retombe vers le bas tout en englobant/emportant des bulles, et le gaz passe par le haut en emportant des gouttelettes liquides. Tout au long de leur transit, les gouttes et les bulles tentent de rejoindre l'interface principale et de se désengager. Le séparateur horizontal doit donc permettre un temps de rétention suffisant et un ralentissement adéquat du mélange, pour que les inclusions aient le temps de se libérer avant d'atteindre les sorties respectives. Le séparateur vertical par contre doit permettre un ralentissement suffisant pour que les inclusions aient la possibilité de rejoindre l'interface. Ainsi, pour une gouttelette donnée dans un séparateur vertical, la traînée doit être inférieure aux forces de flottabilité, sinon celle-ci ne retombera pas.

Le niveau du liquide est contrôlé par un système de commande. Un flotteur est généralement utilisé pour mesurer le niveau. Il est protégé par une cage de tranquillisation pour éviter des mesures "erronées" à causes des vagues ou autres perturbations. Le niveau de liquide doit être maintenu de façon à assurer un temps de rétention minimal du liquide, ainsi qu'une hauteur suffisante pour empêcher l'étirement d'un vortex de vidange par la sortie inférieure. Ceci sans que le niveau du

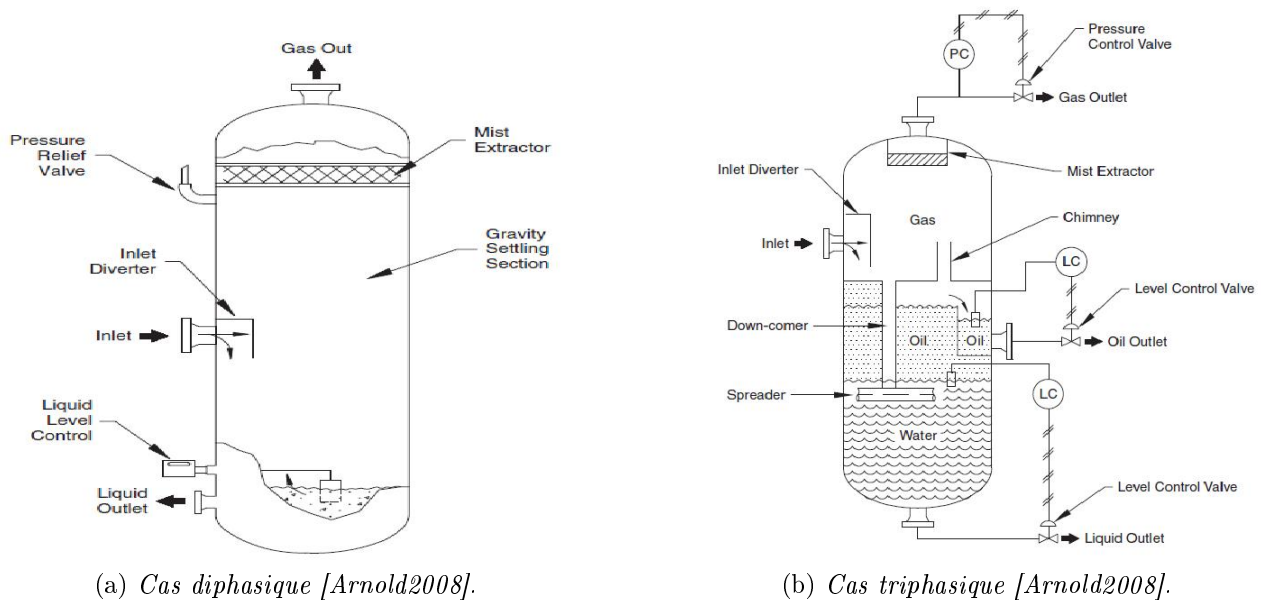


FIGURE B.2 – *Ballons verticaux.*

liquide ne vienne gêner l'écoulement de la phase gazeuse (en lui rétrécissant sa section effective d'écoulement) ou l'entrée du mélange (ce qui résulterait en une pulvérisation). La pression dans le séparateur est régulée par une vanne située à la sortie supérieure. Elle agit aussi comme dispositif de sécurité pouvant assurer la dépressurisation rapide du système.

Le principe de fonctionnement de ces séparateurs, qu'ils soient horizontaux ou verticaux, est donc le même dans les grandes lignes. La différence essentielle est que dans un ballon horizontal, la séparation s'effectue perpendiculairement à la direction de l'écoulement, tandis qu'elle s'effectue à contre-courant dans un ballon vertical. Elle est donc moins aisée dans le second cas.

Diverses unités peuvent être ajoutées à l'intérieur du séparateur pour améliorer ses performances (Fig.B.3). Certaines de ces unités seront discutées dans les sections suivantes.

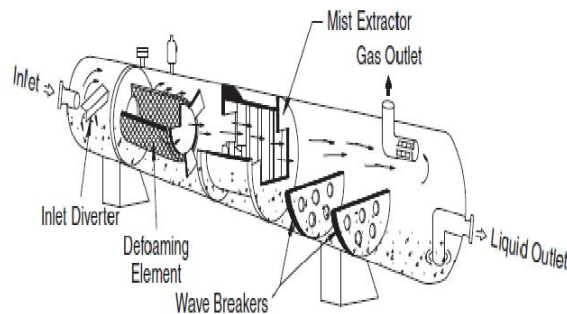


FIGURE B.3 – *Vue 3D d'un ballon horizontal avec de différentes pièces qu'il peut contenir [Arnold2008].*

## B.1 L'entrée

### B.1.1 Le système de distribution

Un système de distribution à l'entrée est souhaitable, pour assurer que les différentes particules fluides (au sens de la mécanique des milieux continus) aient des temps de séjour comparables dans le séparateur (hypothèse à utiliser lors du dimensionnement des séparateurs). Une distribution homogène permet également de réduire l'agitation des fluides (donc un meilleur contrôle du niveau du liquide), et par la suite les risques de moussage ou d'arrachement de gouttes.

La plus célèbre de ces unités est appelée Schoepentoeter<sup>1</sup> (Fig.B.4). Elle divise graduellement le mélange en plusieurs fractions, et ceci à travers une rangée d'ailettes courbées, assurant une distribution bien homogène depuis l'entrée.

### B.1.2 Les déflecteurs<sup>2</sup>

Ces unités ont pour but de renforcer la séparation primaire des phases. Le mélange est dirigé vers ces déflecteurs (Fig.B.5) à l'aide d'une buse. Les gouttes de liquide ont du mal à contourner l'obstacle et viennent s'écraser sur la plaque, et retombent en suite vers le bas. Il est recommandé que l'énergie cinétique par unité de volume du mélange en sortie de buse n'excède pas les  $2000 \text{ J/m}^3$ , pour éviter le réentraînement des gouttelettes depuis le déflecteur.

D'autres types d'inverseurs d'écoulement sont aussi utilisés, comme les déflecteurs centrifuges. Les plus communs consistent en deux rangées d'environ quatre cyclones. Ils peuvent réduire la génération de mousse s'ils opèrent sous des débits convenables. Cependant leur efficacité chute brutalement quand les débits d'entrée diminuent.



FIGURE B.4 – Schoepentoeter [HAT2011].

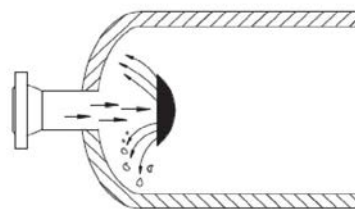


FIGURE B.5 – Déflecteur simple [Arnold2008].

## B.2 La sortie du gaz et l'extracteur de brouillard<sup>3</sup>

Ces séparateurs étant gravitaires, ils ne peuvent séparer les fines gouttelettes qu'au prix d'un encombrement énorme. On les dimensionne donc de manière à ce qu'ils puissent séparer les grosses gouttelettes (diamètre de l'ordre de  $100 \mu\text{m}$ ), et on place un extracteur de brouillard qui doit se charger du reste à la sortie supérieure. Une mauvaise séparation en amont de l'extracteur peut conduire à son engorgement.

1. Mot d'origine allemande.

2. "Inlet Diverter" en Anglais.

3. "Mist extractor" ou "Mist eliminator" en Anglais.

L'efficacité de la séparation dépend du choix de l'extracteur, et est généralement corrélée à la perte de charge. Elle peut atteindre 100% pour les gouttes de tailles de 1  $\mu\text{m}$ . Le principe de l'éliminateur de brouillard est d'intercepter les gouttelettes par une paroi solide qui va les retenir. Par la suite, ces gouttes vont coalescer et pourront être retirées. La vitesse du gaz ne doit pas dépasser une certaine limite pour éviter le réentraînement, le cisaillement excessif du film liquide ou la fragmentation des gouttes

### B.2.1 Mécanismes de fonctionnement des éliminateurs de brouillard

Il existe trois mécanismes différents (voir Fig.B.6) pour capturer les gouttelettes dans un éliminateur de brouillard. L'importance respective de chaque mécanisme dépend de l'unité retenue.

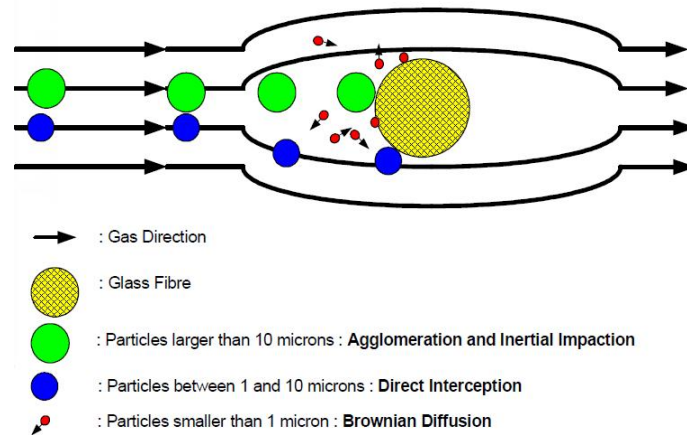


FIGURE B.6 – *Différents mécanismes de capture des brouillards (image tirée de [Lavigne2007]).*

- ⇨ L'interception inertielle : Lorsque la vitesse du gaz est suffisante, les grosses gouttelettes ont du mal à suivre la courbure des lignes de courant du gaz porteur, et finissent par impacter le matelas dévésiculeur.
- ⇨ L'interception directe : Une fois les surfaces de collection mouillées, il suffit que la goutte entre en contact avec le séparateur pour qu'elle soit captée. Ce mécanisme permet de retenir les gouttes de taille supérieure à 1  $\mu\text{m}$ , et qui ont pu échapper à l'interception inertielle.
- ⇨ La diffusion : C'est le seul mécanisme capable de récolter efficacement les gouttes de taille inférieure à 1  $\mu\text{m}$ . Contrairement à l'interception inertielle, ce mécanisme est d'autant plus efficace que la vitesse du gaz est petite.

Les plus fines gouttes se meuvent aléatoirement grâce à la turbulence et surtout à l'agitation brownienne (collisions avec les molécules de gaz). Ces mouvements font qu'elles se font intercepter par le matelas collecteur. Ce flux de séparation est directement lié à l'aire interfaciale de collection par unité de volume.

### B.2.2 Les séparateurs à chicanes

Le mécanisme primaire de capture des vésicules par ces séparateurs est l'interception inertielle. Ils peuvent éliminer efficacement les gouttelettes dont la taille est voisine d'une vingtaine de microns. Ils sont constitués de lames ondulées (voir Fig.B.7) divisant le courant gazeux en plusieurs flux, et servant de surface de capture des vésicules. La phase gazeuse emprunte un chemin sinusoïdal, tandis que les gouttes suffisamment grosses heurtent la plaque, y adhèrent et coalescent. Une fois suffisamment lourdes, elles sont drainées jusqu'en bas par la gravité.

La gamme de vitesse permise est calculée à l'aide de l'Équation de Souders-Brown [Souders1934] (voir Section B.6.1) :

$$U_{av} = K_{SB} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L}} \quad (\text{B.1})$$

avec  $K_{SB}$ , le coefficient de Souders-Brown, typiquement compris entre 0.09-0.3 m/s pour cette application.

$U_{av}$  est la vitesse du gaz,  $\rho_L$  et  $\rho_G$  les masses volumiques respectives du liquide et du gaz. Le coefficient  $K_{SB}$  est toutefois ajusté empiriquement, d'où des valeurs différentes en fonction des paramètres du procédé (pression, température...). Des valeurs plus importantes peuvent être tolérées dans les séparateurs horizontaux.

Ce type de dévésiculeurs convient bien pour les applications où le flux de liquide est important, et pour les applications où le risque de colmatage ou d'encrassement est important. La perte de charge associée est généralement faible.

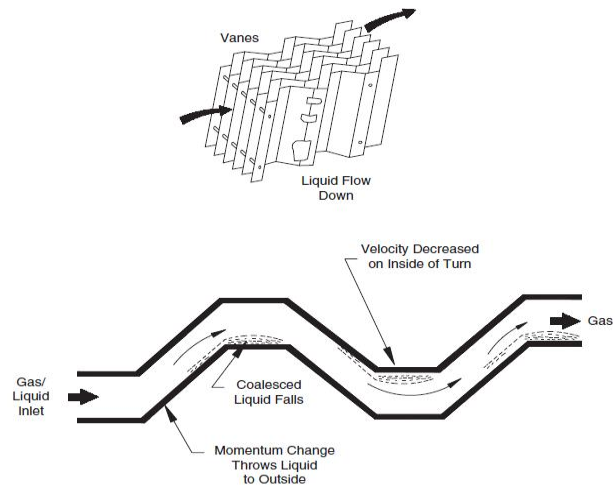


FIGURE B.7 – Exemple type d'un séparateur à chicanes [Arnold2008].

### B.2.3 Les matelas tissés

Ce sont les éliminateurs de brouillard les plus répandus dans l'industrie, vu qu'ils sont efficaces et économiques. Ils peuvent parfaitement éliminer les gouttelettes dont la taille excède les 3  $\mu\text{m}$ . Ils sont formés de fils métalliques tricotés, et tissés sur plusieurs couches (Fig.B.8). On les positionne perpendiculairement au flux gazeux. Les fibres métalliques ont un diamètre qui varie entre 0,1 et 0,4 mm, ce qui leur confère une aire interfaciale importante. Le taux de vide est généralement supérieur à 95%, d'où une perte de charge qui reste faible. La densité des mailles varie de 75 à 250  $\text{kg}/\text{m}^3$  environ.

La principale limitation de ces matelas est qu'ils peuvent être facilement encrassés par les dépôts solides, comme les hydrates ou les paraffines. Ceci conduit à des arrêts de l'installation, ainsi qu'à des coûts supplémentaires liés à l'injection de solvants pour les laver. Avec l'âge, ils peuvent relâcher des fibres métalliques, ce qui pose de sérieux problèmes au niveau des unités en aval (les compresseurs par exemple).

L'Équation de Souders-Brown permet de calculer la vitesse de gaz admissible. Le coefficient  $K_{SB}$  dépend de la nature du tissu, et est comparable à celui utilisé pour les séparateurs à chicanes.



FIGURE B.8 – Tricots dévésiculeurs [Arnold2008].

### B.2.4 Les dévésiculeurs à microfibres

On distingue deux types différents :

- ⇨ Les microfibrilles à séparation inertielle (appelées également matelas fibreux Haute Efficacité) : Ils arrivent à séparer les gouttes de diamètre voisin à  $1,5 \mu\text{m}$ .
- ⇨ Les microfibrilles à séparation diffusionnelle : La séparation concerne les gouttelettes de taille allant jusqu'à  $0,1 \mu\text{m}$ . Leur mécanisme primaire de séparation est la diffusion. Ils restent donc efficaces même avec les faibles débits de gaz.

Les pertes de charges associées à ces séparateurs sont importantes, ainsi que les risques de colmatage et d'encrassement. Ils sont chers et ne tolèrent que de faibles taux de liquide.

## B.2.5 Autres configurations

D'autres configurations d'éliminateurs de brouillard peuvent être rencontrées : configurations simples comme des empilements aléatoires d'anneaux de Raschig, ou des technologies sophistiquées à principe cyclonique.

Ces dernières emploient généralement des bancs de cyclones axiaux. Elles sont cependant chères et perdent en efficacité lorsque le débit de gaz diminue. Leur utilisation en complément au dévésiculateur classique permet d'atteindre de meilleures performances tout en limitant l'engorgement de ce dernier ([Austrheim2006]).

Finalement, on mentionne que le diamètre de la sortie supérieure doit respecter l'Équation de Souders-Brown si le matelas dévésiculateur y est placé. Si celui là est placé en amont, il vaut mieux que l'énergie cinétique par unité de volume de gaz ne dépasse pas les  $2000 \text{ J/m}^3$  pour éviter l'aspiration du liquide collecté vers le haut.

## B.3 Autres unités pouvant être placées dans le séparateur

### B.3.1 Les amortisseurs de vagues <sup>4</sup>

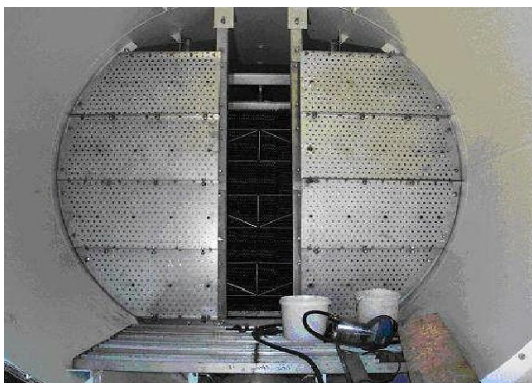


FIGURE B.9 – *Amortisseurs de vagues* [HAT2011].

Ces unités ne sont installées que dans les ballons horizontaux. Le séparateur est un système ouvert, et le mélange y est constamment agité, ce qui peut créer des vagues préjudiciables à la séparation (court-circuitage du séparateur), et qui peuvent altérer la mesure du niveau du liquide. Les vagues peuvent également résulter des mouvements de la plateforme si celle-ci est flottante. Des amortisseurs de vagues sont installés pour les casser.

Ce sont des plaques perforées (Fig.B.9) que l'on monte perpendiculairement à la direction de l'écoulement dans la partie basse du séparateur. Elles permettent aussi de calmer l'agitation près de l'entrée et d'assurer une meilleure

distribution du flux à travers le ballon.

---

4. "Wave breakers" en Anglais.



### B.3.2 Les plaques anti-mousse<sup>5</sup>

Une bonne partie des bruts est sujette à la moussabilité. La mousse constitue un grand problème si elle n'est pas traitée convenablement :

- ⇨ La mousse a un important rapport de volume sur poids. Elle peut donc envahir la partie supérieure du séparateur sans que le détecteur de niveau puisse s'en rendre compte. Elle peut ainsi transporter continuellement du liquide vers la sortie supérieure.
- ⇨ Une fois dispersée par le gaz, la mousse peut libérer de fines gouttelettes de liquide facilement entraînaibles, surtout si elle sont générées bien en aval de l'entrée.

La quantité de mousse générée dépend bien sûr des caractéristiques du brut, et semble corrélée aux pertes de charge au niveau de l'entrée. On a souvent recours à des injections chimiques ou à un chauffage pour la combattre ([Shaban1995]). D'un point de vue mécanique, on peut utiliser des plaques anti-mousse.

Ce sont des rangées de plaques fines ou de tubes étroitement espacées, et à travers lesquelles la mousse est forcée de passer. Ces plaques la ralentissent et lui permettent de s'écrouler plus vite en un film liquide.

### B.3.3 La sortie du liquide et le casseur de vortex<sup>6</sup>

La sortie inférieure doit être munie d'une cage de protection pour éviter que le sable ou autres débris ne puissent la boucher. On y installe également un casseur de vortex, qui empêche les vortex de vidange de s'étirer et d'entraîner du gaz. Le casseur de vortex est simplement constitué de chicanes qui vont casser le mouvement rotationnel et l'empêcher de s'amplifier.

### B.3.4 Le système d'évacuation du sable

Le mélange d'entrée (notamment pour le séparateur HP) peut contenir du sable et autres débris solides, qui vont occuper un volume utile du séparateur, et qui risquent de boucher certaines unités. Des "conduites d'arrosage" injectant de l'eau à haute pression doivent être installées dans les ballons horizontaux pour permettre d'évacuer les grains entassés après un arrêt de production (Fig.B.10). Le nettoyage doit se faire à des rythmes dépendant de la quantité de sable transportée. Les séparateurs horizontaux doivent être légèrement inclinés pour faciliter l'évacuation des grains lors du nettoyage. Pour les ballons verticaux, un collecteur conique à la base du séparateur doit être prévu pour retenir ces débris.



FIGURE B.10 – *Système d'évacuation du sable dans un séparateur horizontal [HAT2011].*

---

5. "Defoaming plates" en Anglais.

6. "Vortex breaker" en Anglais.

## B.4 Comparaison entre les séparateurs verticaux et horizontaux

- ⇨ Pour les mêmes débits d'entrée, le séparateur horizontal est généralement plus compact, donc moins cher que son homologue vertical (la séparation s'effectuant tangentiellement à la direction de l'écoulement est plus efficace que la séparation à contre-courant.).
- ⇨ Le séparateur horizontal est plus encombrant : il occupe un espace plus important au sol (surface projetée).
- ⇨ Le séparateur horizontal est préférable pour traiter les gros débits de liquide. Le séparateur vertical n'est généralement utilisé que lorsque les débits de gaz et de liquide sont faibles, ou lorsque la phase gazeuse est clairement dominante : on parle alors de "Gas scrubber".
- ⇨ L'augmentation du niveau de liquide dans le séparateur horizontal rétrécit la section d'écoulement effective du gaz, et augmente donc le risque d'arrachement de gouttes depuis l'interface. Les deux phénomènes sont indépendants dans le séparateur vertical. Le contrôle du niveau de liquide est donc plus critique dans le cas du séparateur horizontal.
- ⇨ La surface de l'interface primaire est plus importante dans le cas du séparateur horizontal. Ceci facilite le dégazage et le rend plus adapté pour traiter des fluides mousseux.
- ⇨ Les boues, sables et autres dépôts solides peuvent être plus facilement retirés du séparateur vertical.
- ⇨ Le séparateur horizontal peut accumuler de gros volumes de liquide, et peut donc jouer le rôle d'un accumulateur, donnant ainsi à l'unité une meilleure flexibilité de fonctionnement dans l'hypothèse d'un arrêt de production non prévu (défaillance possible du matériel, déclenchement du système de sécurité...).
- ⇨ Le niveau de liquide dans le séparateur vertical répond rapidement à un surplus de liquide rentrant au séparateur, permettant ainsi un déclenchement rapide du système d'arrêt ou d'alarme.
- ⇨ Le séparateur horizontal est plus facilement adaptable pour une séparation triphasique.

## B.5 Autres séparateurs gaz-liquide dans l'industrie pétrolière

Les ballons horizontaux et verticaux sont les séparateurs les plus répandus à travers l'industrie pétrolière. Leur dimensionnement, bien qu'empirique, est cependant très fiable grâce à la maturité de leur technologie. Cependant la recherche s'est toujours poursuivie pour trouver des alternatives plus compactes, plus simples et moins chères.

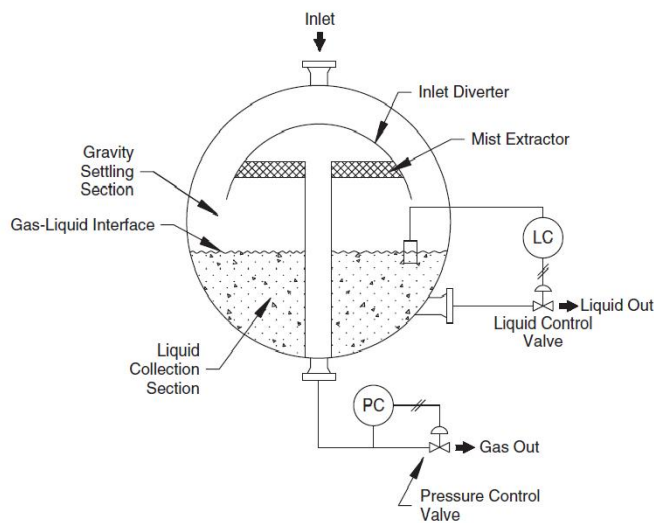
Parmi les séparateurs classiques proposés :

- ⇨ Le séparateur sphérique (Fig.B.11a) : Initialement prévu pour surmonter les ballons classiques en efficacité, l'expérience démontra le contraire. En plus, son dimensionnement et sa fabrication sont difficiles. Ses avantages par rapport aux séparateurs classiques sont qu'il est plus compact et qu'il requiert moins d'acier pour sa fabrication (compte tenu de sa géométrie).
- ⇨ Le séparateur horizontal double : Il ressemble à un séparateur horizontal à double étage. Il ne fut que rarement utilisé dans la séparation en sortie des puits, mais a cependant trouvé des applications dans l'industrie pétrolière avale [Arnold2008].
- ⇨ Les séparateurs Venturi : Ils entraînent des pertes de charge importantes, et ne sont pratiques que lorsque le gaz contient des aérosols solides, qu'il faut éliminer en plus des vésicules liquides.

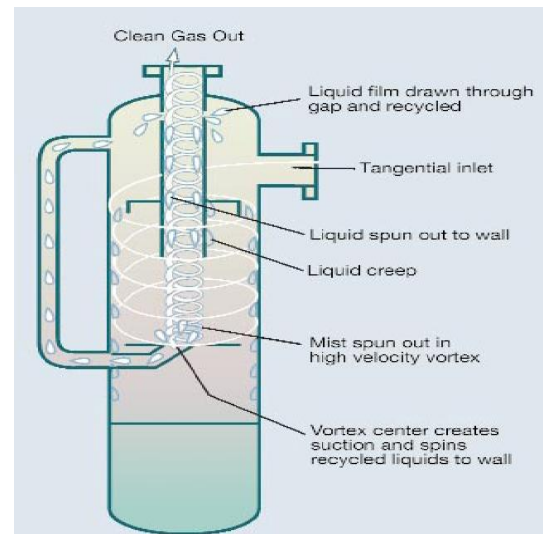
- ⇨ Les séparateurs à filtre : Ils sont très efficaces pour séparer les plus fines gouttelettes, mais ne tolèrent que de très faibles taux de liquide, et impliquent des pertes de charge considérables. Ils sont généralement utilisés en amont de certaines unités sensibles aux liquides telles que les compresseurs. Les détails peuvent être retrouvés dans [Mokhatab2006] ou [Arnold2008].

Parmi les séparateurs centrifuges proposés :

- ⇨ Le GLCC.
- ⇨ Le VASPS et le CS dont on discute dans la Section 1.4.2. Ils paraissent comme les seuls concurrents sérieux au GLCC dans le domaine des séparateurs compacts.
- ⇨ Le Whirllyscrub V : C'est un séparateur compact à recyclage. Son principe de fonctionnement est brièvement décrit sur la Figure B.11b.
- ⇨ Le "Gasunie Cyclone" développé aux Pays-Bas. Un bref aperçu peut être retrouvé dans [Hoffmann2008].
- ⇨ Différents types de cyclones axiaux. Leur avantage c'est de pouvoir être facilement montés sur le système de conduites (En tant que "In-line Separator"). Ils conviennent bien à la séparation de fond.
- ⇨ Un cyclone supersonique, le "Twister Supersonic Separator". Un bref aperçu ainsi que les références nécessaires peuvent être trouvés dans [Mokhatab2007].



(a) Le séparateur sphérique (image tirée de [Arnold2008]).



(b) Le Whirllyscrub V (image tirée de [Natco2011]).

FIGURE B.11 – Autres séparateurs gaz-liquide utilisés dans l'industrie pétrolière.

## B.6 Dimensionnement des ballons classiques

Avant de se consacrer au cadre strict du GLCC, il convient de discuter brièvement du dimensionnement des séparateurs classiques. Ces règles de dimensionnement sont nécessaires pour évaluer le gain en compacité que permet le GLCC par rapport aux ballons dévésiculeurs (voir Paragraphe 5.4.4). Il convient aussi de montrer la différence entre les méthodes de dimensionnement concernées : la complexité du dimensionnement du GLCC étant la raison essentielle qui freine son expansion à travers l'industrie pétrolière.

### B.6.1 Équation de Souders-Brown

Cette équation initialement utilisée pour corrélérer l'engorgement des colonnes à distiller, est devenue aujourd'hui une base importante dans le dimensionnement des séparateurs gaz-liquide. Elle permet de calculer le diamètre des ballons, pour qu'ils puissent retenir les gouttes d'une taille donnée.

Considérons une goutte d'une taille donnée isolée dans un domaine infini où circule un gaz dont le champ d'écoulement est unidimensionnel de sens opposé à la pesanteur. Le gaz est modélisé comme newtonien incompressible. La goutte est modélisée comme une sphère rigide indéformable. Ainsi, on peut exclure de notre étude les variables liées à la déformation interfaciale de la goutte, comme le nombre de Bond. Dans une perspective d'analyse dimensionnelle ([Fox2003], [Plaut2010]) le problème se résume ainsi à deux nombres adimensionnels : le nombre de Reynolds et le nombre de Galilée.

Une dernière série d'approximations consiste à accepter que la goutte n'admet pas de rotation propre, et que son mouvement reste rectiligne par rapport au référentiel terrestre. Dans la pratique, et même pour une sphère parfaitement solide, la trajectoire peut dévier du mouvement rectiligne. Ceci est dû à diverses instabilités (dont la première consisterait en l'apparition d'un tourbillon torique) pouvant se déclencher dans le sillage de la goutte [Jenny2003].

Moyennant ces hypothèses, après une phase d'accélération/de décélération dépendant des conditions initiales, le mouvement de la goutte devient un Mouvement Rectiligne Uniforme dans la direction verticale : les effets instationnaires se dissipant, l'action du gaz sur la goutte se résume à la force de traînée moyenne, qui équilibre les forces de flottabilité. On obtient ainsi la relation

$$Re^2 C_D(Re) = \frac{4}{3} Ga \quad (B.2)$$

qui permet de calculer la vitesse de chute/d'ascension limite de la goutte.

Re est le nombre de Reynolds basé sur la masse volumique de la particule. Ga le nombre de Galilée.  $C_D$  le coefficient de traînée adimensionnelle, qui pour un nombre de Re donné, et compte tenu des approximations précédentes, est similaire à celui obtenu pour une sphère fixe (corrélation de Morsi-Alexander ou de Schiller-Naumann par exemple).

L'Équation B.2 peut être réarrangée sous la forme suivante, faisant directement intervenir la vitesse terminale de l'inclusion :

$$V_t = K_{SB} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (B.3)$$

avec

$$K_{SB} = \sqrt{\frac{4gD_g}{3C_D}} \quad (B.4)$$

$K_{SB}$  est le coefficient de Souders-Brown, qui est déterminé empiriquement pour chaque procédé.

### B.6.2 Dimensionnement des ballons en utilisant l'Équation de Souders-Brown

Le dimensionnement des ballons dévésiculeurs dans l'industrie pétrolière se base essentiellement sur l'Équation de Souders-Brown. Les seules différences entre les différentes méthodes utilisées sont l'estimation du coefficient  $K_{SB}$ , les marges de sécurité prises, ainsi que la gamme permise du rapport longueur sur diamètre du séparateur. Parmi ces méthodes on cite : [Svrcek1993], [Trambouze1999], [Bubbico2010] et [Arnold2008]. Ces mêmes sources fournissent des corrélations pour l'estimation du

facteur  $K_{SB}$  selon la nature du procédé, sa pression, les phases mises en jeu, le choix du séparateur, l'utilisation ou non d'un matelas dévésiculeur...

La méthode de [Arnold2008] diffère légèrement des autres, par le fait que le coefficient de Souders-Brown n'est pas déterminé empiriquement, mais calculé en utilisant les abaques de coefficient de traînée pour une sphère fixe. Ainsi, contrairement aux autres méthodes, le séparateur est dimensionné de façon à séparer les gouttes dont la taille excède les 100 microns. Ces gouttelettes séparées, on considère que le dévésiculeur se chargera des vésicules plus fines, sans qu'il n'y ait de risque d'engorgement.

Pour un séparateur vertical, on commence par calculer, en fonction du débit de gaz et du coefficient de Souders-Brown, le diamètre minimal du ballon qui permet aux gouttes de retomber (il faut donc que la force de gravité soit supérieure à la traînée et la poussée d'Archimède) (Équation B.3). Pour le séparateur horizontal, il faut commencer par estimer la section effective de l'écoulement gazeux. On considère généralement que le ballon est à moitié rempli de liquide. La condition de séparation des gouttes est que celles-ci puissent regagner l'interface avant d'atteindre la sortie supérieure. Pour un séparateur horizontal, le calcul de son diamètre n'est donc pas indépendant du calcul de sa longueur.

Quant à la séparation des bulles, on impose une condition sur le temps de rétention du liquide, qui doit être supérieur à une durée donnée. Cette durée est de l'ordre de cinq minutes (en fait elle dépend du °API du brut, ainsi que de son pouvoir moussant).

Une dernière condition concerne le rapport de forme du séparateur, c.à.d son rapport longueur sur diamètre. Des marges de sécurité sont généralement introduites à chaque étape du calcul.

D'un point de vue théorique, on constate que le dimensionnement des ballons classiques souffre de diverses lacunes :

- ⇒ Il ne tient pas compte de la distribution du champ de vitesse, ni de son évolution au cours du temps.
- ⇒ Il ne tient pas compte de la distribution des phases, à part pour l'interface principale.
- ⇒ L'influence de la dispersion turbulente sur les trajectoires des inclusions n'est pas considérée.
- ⇒ Les interactions particule-particule (et dans un second plan les interactions particules-parois) qui peuvent conduire à une évolution de la granulométrie des inclusions ne sont pas tenues en considération.
- ⇒ L'effet du taux de présence des particules sur la traînée ou sur la turbulence est négligé.
- ⇒ Le facteur  $K_{SB}$  n'est pas constant, mais variable avec les conditions du procédé.

Malgré toutes ces lacunes, la maturité de cette technologie fait que ces méthodes de dimensionnement sont robustes et efficaces. En fait, toutes les lacunes mentionnées sont prises en compte dans le modèle ! Elles sont néanmoins "absorbées" dans l'évaluation du facteur  $K_{SB}$ , qui est déterminé *empiriquement*, ainsi que dans les différentes marges de sécurité introduites dans le dimensionnement. Ces méthodes sont suffisantes pour l'industriel qui ne cherchera pas à se soucier des détails et des fondements théoriques des mécanismes microscopiques qui régissent le comportement global de son séparateur, tant que ce dernier fonctionne correctement et lui permet d'atteindre les objectifs fixés.



# Annexe C

## Le “Flow Assurance”

Le terme “Flow Assurance” est apparu tardivement dans l’industrie pétrolière. Il a été introduit dans les années 90 par Petrobas, et est devenu aujourd’hui l’un des axes majeurs de la recherche dans le domaine pétrolier. Il veut dire en Français la “Garantie de l’écoulement”. Il recouvre de nombreuses thématiques hydrauliques, thermiques et chimiques, dont le but est d’assurer l’arrivée des hydrocarbures depuis le réservoir jusqu’au consommateur. Il comprend aussi bien les méthodes de détection efficaces des problèmes au niveau des installations avant qu’ils ne deviennent dramatiques ainsi que leur remédiation.

Toutefois, dans la pratique, le terme est le plus souvent employé pour désigner uniquement la garantie de remontée des fluides dans les cas offshore, depuis le réservoir jusqu’à la plateforme. En offshore profond et ultra-profond, les conditions de forte pression et de basse température font que les techniques conventionnelles ne sont plus efficaces. Le “Flow assurance” traite des problèmes extrêmement divers tels que la formation d’hydrates, les dépôts de cires paraffiniques et autres dépôts solides, les bouchons dans les lignes de production, la corrosion, l’érosion, le moussage, l’émulsionnage, la cavitation, le rendement du puits et des gisements... Les solutions à mettre en œuvre doivent tenir compte de la composition des hydrocarbures, de la profondeur du gisement, des conditions de température et de pression dans le réservoir... Nous discuterons de quelques uns de ces problèmes en insistant sur le rôle important que peuvent jouer les techniques de séparation, et en renvoyant le lecteur vers des références bibliographiques pour les détails, surtout en ce qui concerne les méthodes de détection ponctuelle des dysfonctionnements.

### C.1 Les dépôts solides

#### C.1.1 Les hydrates

Appelés aussi clathrates, ce sont des structures cristallines ressemblant à de la glace. Ils sont constitués de molécules d’eau formant des structures en cage, et y piégeant d’autres molécules. Les molécules enfermées peuvent être du méthane, de l’éthane, du propane, du butane, du diazote, du dioxyde de carbone, du sulfure d’hydrogène... Les hydrates de méthane sont toutefois les plus abondants et les plus fréquents. Comme mentionné dans le Paragraphe A.2.3.1, ils sont présents dans la nature et peuvent constituer dans l’avenir une source de gaz naturel. Ces hydrates peuvent adopter différentes structures, plus ou moins stables. Cette thématique reste un sujet de recherche actuel.

### C.1.1.1 Conditions de formation

Dans une perspective de “Flow assurance”, les hydrates constituent un grand problème. Ils peuvent se former dans les risers, et ces encrassements vont diminuer/arrêter le flot d’hydrocarbures vers la plateforme. En première approximation, on peut considérer que les hydrates peuvent se former et devenir stables s’il y a présence d’eau libre, avec une pression qui excède les 15 bar et une température au-dessous de 4°C. Des pressions plus grandes entraîneront la formation d’hydrates pour des conditions de température encore moins strictes. Les mécanismes exacts qui conduisent à la formation de ces composés ne sont toujours pas bien connus. Les facteurs les plus influents sont :

- ⇨ Conditions de température et de pression convenables. On mentionne que les conditions exactes d’apparition des hydrates dépendent de la composition du mélange et de sa salinité.
- ⇨ Une température en dessous du point de rosée des gaz concernés est un facteur favorisant.
- ⇨ La présence d’eau liquide favorise très fortement la formation d’hydrates. Cependant, il paraît que ce n’est pas une condition nécessaire ([Carroll2003] cité dans [Mokhatab2006]).
- ⇨ La turbulence du milieu, la présence de sites de nucléation et la possibilité d’agglomération de ces structures cristallines. Les surfaces présentant une faible mouillabilité semblent favorables à leur accrochement.

### C.1.1.2 Les solutions

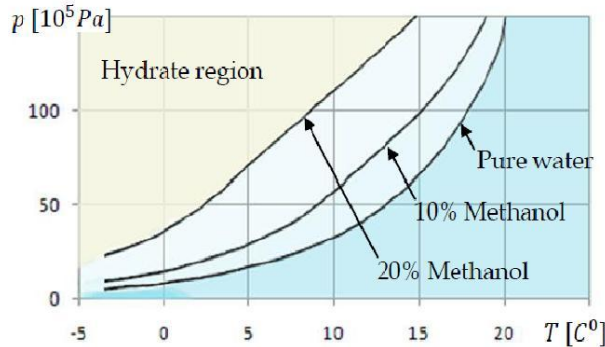


FIGURE C.1 – Influence de l’ajout de méthanol sur l’enveloppe de formation des hydrates de méthane ([Bratland2010]).

La formation d’hydrates est l’un des problèmes majeurs auxquels fait aujourd’hui face l’industrie pétrolière. Ceci est particulièrement vrai dans l’exploitation des offshore profonds, où la remontée des fluides s’accompagne d’une forte baisse de température à cause des échanges thermiques avec le milieu marin froid. Une fois formées, ces structures bouchent les risers entraînant une chute ou un arrêt total de la production. Les gradients de pression peuvent finir par évacuer ces bouchons solides en les éjectant à grande vitesse dans les conduites, ce qui peut causer de sérieux problèmes dans les installations.

Prévoir ce problème nécessite la connaissance des conditions de formation de ces cristaux. Si ceci est assez bien connu pour des corps purs, l’extrapolation des résultats pour le cas des mélanges n’est pas triviale. Il existe différentes méthodes analytiques ou numériques plus ou moins fiables. Les résultats expérimentaux restent le moyen le plus sûr. Les méthodes généralement utilisées pour remédier à ce problème sont :

- ⇨ La meilleure protection reste de retirer l’eau liquide du mélange avant de le faire remonter dans le riser. L’élimination du gaz ou son transport dans des conduites à part dans le cas d’une exploitation de pétrole peut aussi minimiser les risques. Le rôle des séparateurs est donc essentiel sur cette question.
- ⇨ Garder la pression du mélange en dessous de la pression critique de formation des clathrates.
- ⇨ Garder la température au-dessus de la température critique de formation des cristaux. Les risers doivent donc être bien isolants, pour éviter le refroidissement des hydrocarbures, surtout lors des arrêts de production. On peut aussi avoir recours à un chauffage des lignes,



mais cette méthode n'est pas toujours faisable/pratique pour les situations d'offshore ultra-profond.

Le chauffage se fait le plus souvent par injection d'un fluide chaud à contre-courant. Le riser doit comprendre deux conduites co-axiales formant un système de bitubes : les hydrocarbures remontent dans la conduite centrale, tandis que les fluides de chauffage circulent dans l'espace annulaire compris entre les deux tubes. Cette méthode est limitée par la profondeur du gisement ; le fluide de chauffage peut en effet finir lui même par refroidir.

Une autre méthode est le chauffage électrique. Elle est moins sensible à la profondeur du puits, mais nécessite l'installation d'un générateur électrique sur la plateforme, ce qui peut poser des problèmes d'encombrement.

- ⇨ L'injection d'inhibiteurs thermodynamiques : Ces inhibiteurs comme le méthanol vont faire décroître la température de formation des hydrates jusqu'en dessous de la température du système (voir Fig.C.1).
- ⇨ L'injection d'inhibiteurs cinétiques : Ils sont actifs à des concentrations beaucoup plus faibles que les inhibiteurs thermodynamiques. Ce sont généralement des polymères qui entrent en liaison avec les hydrates, et empêchent leur croissance pendant un temps supérieur au temps de résidence du fluide dans le système.
- ⇨ L'injection d'anti-agglomérants : Ces substances jouent un rôle pratique même dans des conditions très difficiles. Ils ne bloquent pas la formation des hydrates, mais les empêchent de s'agglomérer. Les cristaux restent ainsi dispersés et ne peuvent pas boucher les conduites, et sont facilement évacués par le mélange jusqu'en surface.
- ⇨ Changement des conditions opératoires : On peut arrêter le système et le dépressuriser par exemple pour déstabiliser les hydrates. Ces méthodes sont plus efficaces si le problème est détecté avant qu'il ne soit critique. Ceci est possible grâce à un système de surveillance en continu (voir Section C.4).
- ⇨ Le raclage : Cette méthode est bien efficace, mais n'est pas économique si le problème est fréquent. Les coûts d'intervention s'élèvent encore quand le réservoir est profond.

Pour plus de détails, on pourrait consulter [Bratland2010], [Grieb2008], [Nikhar2006], [Mokhatab2006], [Scott2004] (qui fournit aussi des détails sur les méthodes de raclage) ou [Arnold1999]...

### C.1.2 Les dépôts de cires et de paraffines

Ce sont des dépôts de solides organiques très fréquemment rencontrés dans les opérations offshore. Les cires paraffiniques sont de lourdes molécules d'hydrocarbure pouvant être contenues et solubles dans certains bruts sous les conditions du réservoir. Ce sont des alcanes linéaires peu ramifiés, comprenant plus de 15 atomes de carbone par molécule. Ce nombre pouvant même atteindre 80. Plus leur nombre d'atomes de carbone par molécule est grand, plus importante sera leur tendance à se déposer sur les parois solides sous forme de solides cristallins.

La précipitation des cires est un phénomène thermodynamique, semblable à la condensation, sauf que le milieu porteur est un liquide, et le changement de phase est une solidification. Ces molécules sont en fait initialement dispersées dans le fluide, et lorsque les conditions thermodynamiques font que le fluide atteigne la saturation, celles-ci commencent à précipiter. Le phénomène dépend essentiellement de la température (donc de l'agitation moléculaire) et beaucoup moins de la pression.

Les températures à partir desquelles les cires commencent à précipiter sont plus importantes que celles concernant la formation d'hydrates. Il est donc très difficile de les éviter dans les exploitations offshore. Plusieurs méthodes sont employées pour remédier à ce problème :

- ⇨ Méthodes thermiques :
  - ⇨ Chauffage des conduites.

- ⇒ Nettoyage à chaud : Cette méthode nécessite un arrêt de production. Du fluide solvant chaud est injecté pour rincer et nettoyer les conduites. Outre le système d'injection, un système d'évacuation doit être prévu pour remonter les cires jusqu'en surface, et non pas les repousser vers le réservoir. Une autre méthode mise au point par Petrobas consiste à utiliser une réaction chimique exothermique ([Rocha2003]), la chaleur et les gaz dégagés faisant évacuer les dépôts.
- ⇒ Les méthodes mécaniques : Ces méthodes comprennent essentiellement le raclage des conduites. Les dépôts de paraffines tendent à durcir avec le temps, il est donc préférable que l'intervention soit rapide (sinon le racleur même pourrait se coincer).
- ⇒ Les méthodes chimiques : Elles consistent en l'injection de différents produits minimisant la précipitation des cires et leur accrochement aux parois.

Les détails peuvent être retrouvés dans [Bratland2010], [Nikhar2006], [Mokhatab2006] ou [Scott2004].

### C.1.3 Les dépôts d'asphaltènes

Contrairement aux paraffines et aux hydrates, ces composés de couleur sombre ne se dissolvent pas dans le brut. Ils tendent aussi à encrasser et à boucher les conduites (Fig.C.2a) La définition du mot "asphaltène" reste controversée. Il s'agirait de molécules métalliques ayant une très importante masse molaire (atteignant le million !), retrouvées dans certains types de brut. Ce sont les dépôts solides dont on connaît le moins le comportement et la cinétique de formation. Ces molécules se déposent également dans le réservoir poreux et font chuter son rendement.

Les méthodes chimiques pour les traiter sont très coûteuses. On procède généralement à l'injection de solvants tels que le benzène ou le toluène, ou même à l'utilisation d'acides.

La Figure C.3 montre l'allure des enveloppes de formation des dépôts solides déjà mentionnés. On remarque que les dépôts d'asphaltènes peuvent avoir lieu dans un domaine de pression et de température assez large, et difficilement prévisible. Pour plus de détails à ce sujet, on peut consulter [Bratland2010] ou [Nikhar2006].



(a) Par dépôts d'asphaltènes .



(b) Par dépôts minéraux.

FIGURE C.2 – Encrassement dans les conduites (Photos tirées de [Bakerhughes2011]) .

### C.1.4 Les dépôts minéraux

Ces dépôts inorganiques ont lieu suite à la variation des conditions chimiques (comme l'injection d'additifs) ou thermodynamiques entraînant la saturation du mélange. Ils constituent la problématique principale du "Flow assurance" dans certaines exploitations (Fig.C.2b). Les raisons principales conduisant à ces dépôts sont :

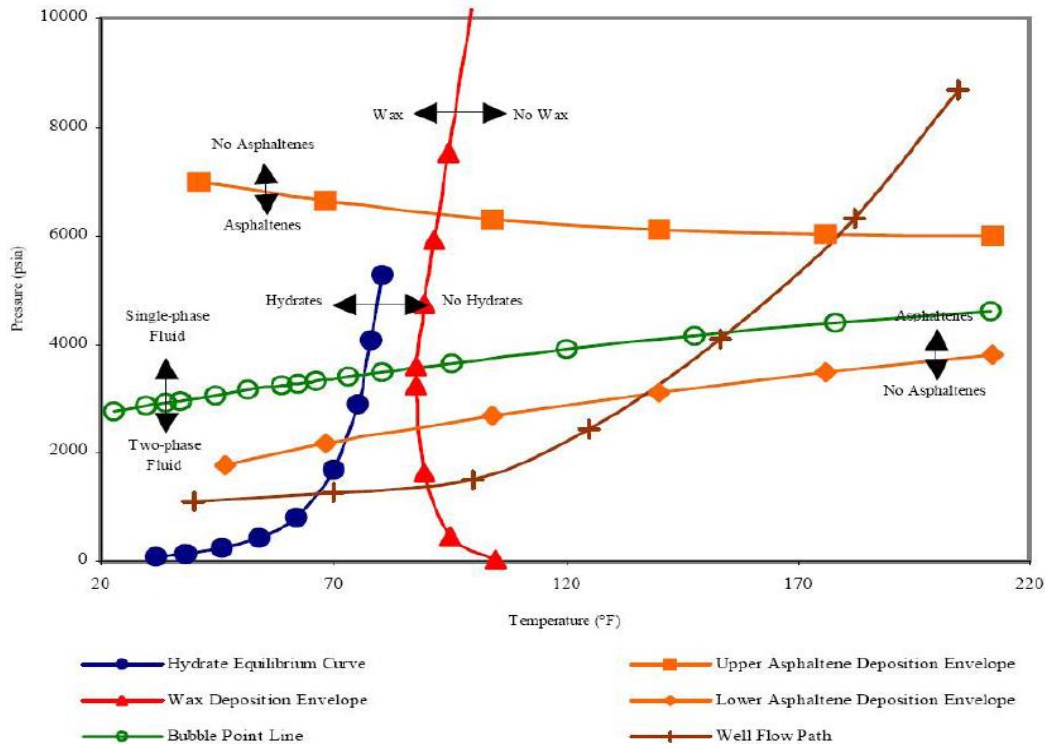


FIGURE C.3 – *Enveloppes de dépôts solides rencontrés dans l'industrie pétrolière ([Willmon2005]).*

- ⇨ Baisse de pression ou variation de température (généralement une hausse, mais il existe des exceptions) réduisant la solubilité des minéraux dans le fluide porteur.
- ⇨ Liaison ionique : Le mélange de l'eau de mer avec l'eau du réservoir semble favoriser l'établissement de ces liaisons.
- ⇨ Évaporation de l'eau qui les dissolvait. Ce cas se rencontre fréquemment dans les puits à haute pression, où une partie de l'eau s'évapore par chute de pression lors de la remontée.

Ces dépôts inorganiques sont très divers : carbonates, sulfates, oxydes, hydroxydes... Le comportement de chacun est différent.

Les minéraux étant essentiellement portés par l'eau du gisement, ce problème se rencontre surtout dans les puits matures, où le WOR (Water on Oil Ratio) est important. Une séparation préalable de l'eau joue un rôle de prévention décisif.

Ces dépôts peuvent être enlevés par raclage mécanique, mais parfois leur dureté empêche cette option. Sinon on peut avoir recours à des injections d'eau ou de produits chimiques (des composés agressifs et acides).

Pour plus de détails, on peut consulter [Bratland2010] ou [Nikhar2006].

## C.2 La corrosion et l'érosion

La corrosion est la détérioration des conduites et des équipements, suite à leur réaction avec les fluides environnant. Dans le cas des installations offshore, elle concerne aussi bien les parois externes que les parois internes des conduites.

Elle est surtout due à la présence d'impuretés corrosives dans les hydrocarbures véhiculés. Le phénomène est très complexe pour être traité dans les détails, surtout si l'on compte le considérer dans le cadre des écoulements multiphasiques. Le taux de corrosion est lié à plusieurs paramètres opératoires :

- ⇨ La nature et concentration des substances corrosives dans le milieu à gérer.
- ⇨ Le pH du milieu.
- ⇨ La température et la pression des fluides : leur hausse semble favoriser la corrosion.
- ⇨ La pression partielle des différents composants.

Plusieurs solutions sont employées pour lutter contre la corrosion :

- ⇨ L'utilisation de matériaux résistant à la corrosion : Cette solution bien que très efficace, n'est pas toujours pratique pour des raisons économiques.
- ⇨ L'injection d'inhibiteurs de corrosion : Cette solution doit tenir compte du régime d'écoulement multiphasique dans les conduites. Les régimes intermittents et violents peuvent arracher la couche du produit qui couvre et protège les parois.
- ⇨ La protection cathodique : C'est l'une des méthodes les plus précieuses, surtout dans les environnements marins. Elle peut être utilisée sous différentes formes qu'on ne va pas développer. Le principe est de polariser négativement le métal à protéger : il jouera ainsi le rôle d'une cathode. Le rôle de l'anode est pris par un métal plus actif, tandis que l'eau de mer, salée, sera l'électrolyte.
- ⇨ Revêtements de protection : Ces revêtements protègent les métaux de l'eau et de l'oxygène. La plupart des risers, gazoducs/oléoducs sont habillés de l'intérieur, dans le but de minimiser la corrosion ainsi que la rugosité des parois. Cette méthode est en général combinée à une protection cathodique pour une protection très efficace.

Quant à l'érosion, elle est essentiellement causée par le sable et les débris solides. Elle dépend de la vitesse des particules, de leur dureté, de leur taille ainsi que de leur forme. Les gouttelettes impactant les parois à grande vitesse les érodent aussi, mais à des rythmes nettement moindres que les particules solides. Le phénomène est généralement plus prononcé dans les exploitations gazières que dans les exploitations pétrolières. Les vitesses débitantes y sont en effet plus importantes. Les grains et débris solides doivent donc être retirés du mélange dès que possible, afin de protéger les équipements en aval. Une protection encore meilleure consiste à séparer aussi les phases liquide et gazeuse.

Outre les dégâts matériels directs, l'érosion favorise la corrosion en s'attaquant aux revêtements de protection des conduites.

Plus de détails sur cette thématique sont donnés dans [Mokhatab2006].

### C.3 Les bouchons sévères <sup>1</sup>

Trois types de bouchons sont rencontrés dans les écoulements gaz-liquide en conduite :

- ⇨ Les bouchons hydrodynamiques : Ils résultent d'une instabilité hydrodynamique des vagues à l'interface gaz-liquide. Ils sont relativement courts, mais peuvent "coalescer" et former des bouchons plus longs. Leur fréquence est généralement supérieure à 1 Hz.
- ⇨ Les bouchons dus au terrain <sup>2</sup> : Ils se forment dans les canalisations admettant un minimum d'élévation, comme montré sur la Figure C.4. Ce minimum d'élévation n'est pas nécessairement aussi accentué que schématisé sur la figure. Leur période de génération peut être de plusieurs heures, et leur longueur peut atteindre plusieurs centaines de mètres. Le liquide commence par bloquer le passage du gaz. Ceci s'accompagne d'une montée en pression du côté gaz, qui va finir par éjecter le bouchon.
- ⇨ Les bouchons dus aux conditions opératoires : Ces bouchons sont dus au changement des conditions de production ; Ils peuvent être générés par exemple lors des redémarrages de production, ou suite au raclage des conduites.

---

1. Le phénomène est appelé "Severe slugging" en Anglais.

2. "Terrain induced slugs" en Anglais.

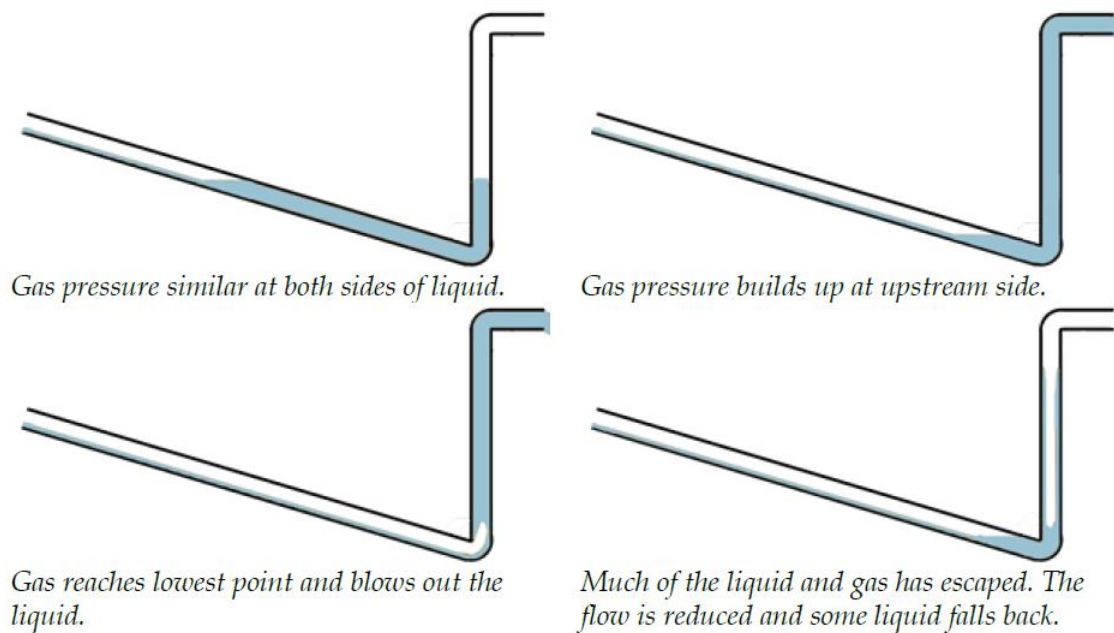


FIGURE C.4 – Formation d'un bouchon dû au terrain [Bratland2010].

Le terme bouchons sévères désigne les bouchons très longs, et qui peuvent altérer le fonctionnement normal voire la sécurité des installations. Les bouchons hydrodynamiques ne rentrent généralement pas dans cette catégorie. Ces bouchons sévères sont extrêmement non désirables dans les puits de production. Ils causent des dégâts physiques et des fluctuations de pression et des débit très importants (Fig.C.5) qui peuvent altérer le fonctionnement des séparateurs qui généralement, ne sont pas prévus pour fonctionner sous de telles conditions. Les capacités des unités de compression de gaz peuvent être dépassées, ce qui ne peut être remédié que par un torchage.

Divers codes de calcul et méthodes basés sur des analyses de stabilité (les régimes de bouchons sévères sont regardés comme des régimes cycliques instables, tandis que les bouchons hydrodynamiques sont vus comme un régime stationnaire stable.) sont utilisés pour tenter de prédire l'établissement de ces régimes dans les risers de production (en fonction du diamètre et de la hauteur des conduites), avec plus ou moins de succès ([Taitel1986], [Pickering2001]).

Surdimensionner les séparateurs et autres appareils pour qu'ils puissent gérer l'arrivée de ces bouchons implique des coûts importants, surtout pour les opérations offshore où la place se fait chère. Outre les précautions lors des forages, l'industrie utilise diverses méthodes pour éviter l'établissement de ces bouchons ou pour mieux gérer leur arrivée :

- ⇨ Injection de gaz à la base du riser : Ce surplus de gaz permet de faire remonter le liquide d'une manière plus homogène. La méthode permet d'éliminer efficacement les bouchons hydrodynamiques, mais se montre plus limitée face aux bouchons sévères, surtout si la

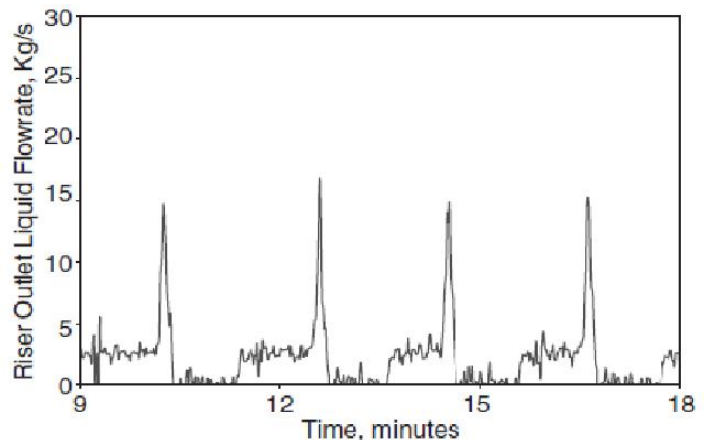


FIGURE C.5 – Débit de liquide en sortie du riser sous un régime de bouchons sévères ([Mokhatab2007]).

colonne du liquide se forme en amont du riser.

- ⇨ Étranglement à la tête du riser<sup>3</sup> : La méthode consiste à augmenter la contre-pression à la tête du riser, et obliger le liquide à rentrer plus doucement dans les installations. Certains avancent que cette solution ne s'accompagne pas nécessairement d'une chute de production. [Mokhatab2006] fournit des détails et les références nécessaires sur la question.
- ⇨ Les méthodes de contrôle : Elles sont employées en combinaison avec la méthode d'étranglement, et nécessitent une surveillance en temps réel (voir la Section C.4). Elles consistent à ajuster à l'aide d'un système de commande les paramètres du système (pression tête du riser, niveau de liquide dans les séparateurs...), de façon à ce que l'installation soit prête à recevoir les bouchons.
- ⇨ La séparation préliminaire : La séparation de fond et la séparation sous-marine sont sûrement des moyens très efficaces pour lutter contre les bouchons sévères. Toutefois, les séparateurs peuvent être dépassés par l'amplitude du bouchon s'il arrive à se construire en amont.
- ⇨ Les "Slug Catcher" : Comme leur nom l'indique, ces unités sont censées attraper les bouchons. Ces pré-séparateurs sont montés à la tête du riser (ou en tête de puits pour les applications onshores) lorsque la production est sujette à des bouchons sévères. Leur rôle est de retenir les bouchons, puis de les envoyer aux séparateurs à des rythmes que ces derniers peuvent traiter, pour éviter ainsi la surcharge des installations. Les bouchons sévères étant des phénomènes périodiques, le "Slug Catcher" doit être vidé avant l'arrivée du prochain bouchon. Ils sont généralement diphasiques, mais des configurations triphasiques peuvent être rencontrées. Il existe deux principaux types de "Slug Catcher", et qui sont parfois combinés :
  - ⇒ Les "Vessel Type Slug Catcher"s : Ils ressemblent aux ballons de séparation classiques, mais doivent retenir des volumes de liquide plus importants. Leur technologie est déjà mature.
  - ⇒ Les "Fingers Type Slug Catcher"s : Ils sont constitués d'une rangée de conduites légèrement inclinées vers le bas et connectées à la conduite principale ; Ils ressemblent à des doigts d'où leur appellation. Ils peuvent jouer le rôle d'un système de distribution si le mélange doit être distribué sur plusieurs séparateurs. Leur technologie tend à devenir mature.

Le lecteur intéressé trouvera davantage de détails dans [Arnold2008], [Mokhatab2006] ou [Bratland2010].

## C.4 Surveillance (et contrôle) en temps réel<sup>4</sup>

La surveillance en temps réel est un volet émergent (voir Fig.C.6) du "Flow assurance" qui s'avère très prometteur.

Elle consiste à suivre continuellement l'évolution de paramètres clés du système (pression dans les risers, variation des débits, niveau de liquide dans les séparateurs...) afin de détecter le plus vite possible tout dysfonctionnement. Des fluctuations erratiques de pression peuvent indiquer une formation d'hydrates, des variations cycliques lentes pointent un phénomène de bouchons sévères... Des logiciels recoupant ces données peuvent prédire la nature de ce dysfonctionnement, et intervenir en activant un système de commande. Le contrôle est assuré par des systèmes hydrauliques, électriques ou hydroélectriques. Si la remédiation au problème nécessite une intervention humaine, le personnel est alerté. Certains logiciels sont capables de localiser le dérèglement, voire proposer la meilleure solution d'intervention pour certains. Ce diagnostic rapide minimise les risques et permet une intervention rapide et efficace.

La surveillance et le contrôle en temps réel ont été permis grâce à de nombreux progrès dans

---

3. "Topside Chocking" en Anglais.

4. "Real-time Monitoring" en Anglais.

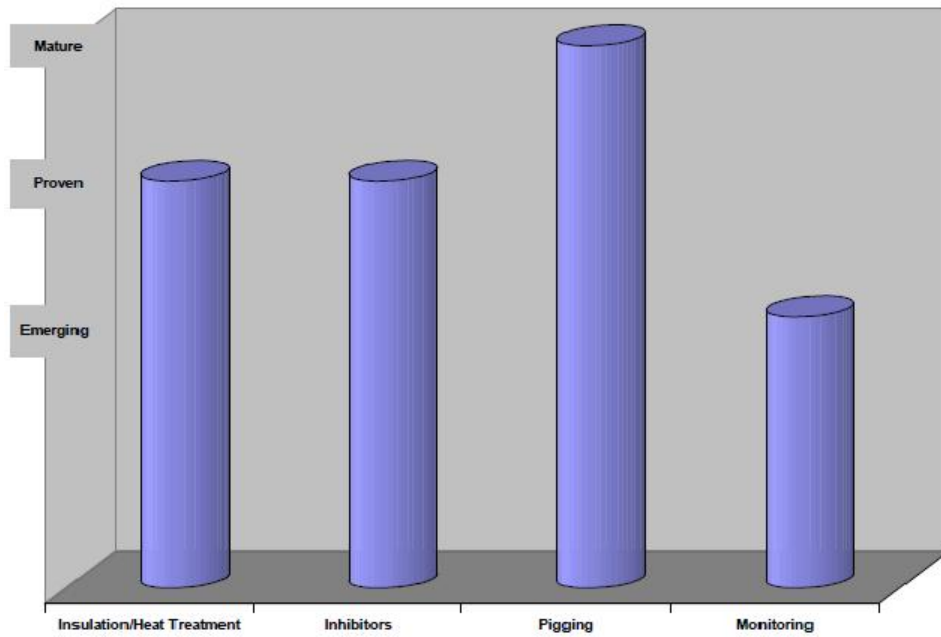


FIGURE C.6 – Degré de maturité de différentes technologies de “Flow assurance” ([Scott2004]).

la technologie des capteurs, ainsi que par l’utilisation des fibres optiques, moyen rapide et fiable pour transmettre les informations. Plus de détails sont disponibles dans [Scott2004].





# Annexe D

## Mesures de vitesse dans la partie inférieure du GLCC

Dans cette annexe, nous exposons des mesures locales réalisées par LDV dans la partie inférieure du GLCC, pour quatre conditions expérimentales (voir Tableau 6.1). Toutes les données qu'on va exposer sont mesurées lorsque le liquide estensemencé par des particules d'Irodine. Elles correspondent à la vitesse de la phase liquide.

Ces données constituent une base de données, auxquelles les chercheurs pourraient se référer dans le but de comparer les résultats de leurs simulations CFD ou bien de leurs modèles théoriques.

### D.1 Mesures de vitesse axiale

#### D.1.1 Vitesses axiales moyennes du liquide

Les Figures D.1, D.2, D.3, D.4, D.5, D.6 représentent les profils de la vitesse axiale moyenne pour les différents cas expérimentaux, à des distances respectives de 550, 600, 650, 700, 750 et 800 mm au-dessous du niveau de l'entrée.

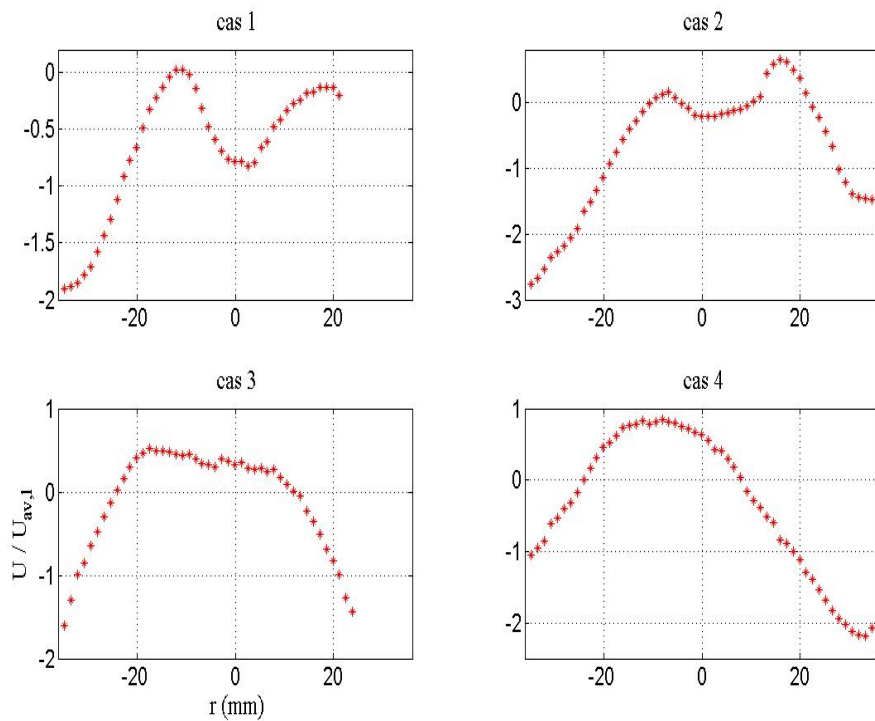


FIGURE D.1 – Profils de vitesse axiale moyenne pour les différents cas expérimentaux, à  $x=550$  mm.

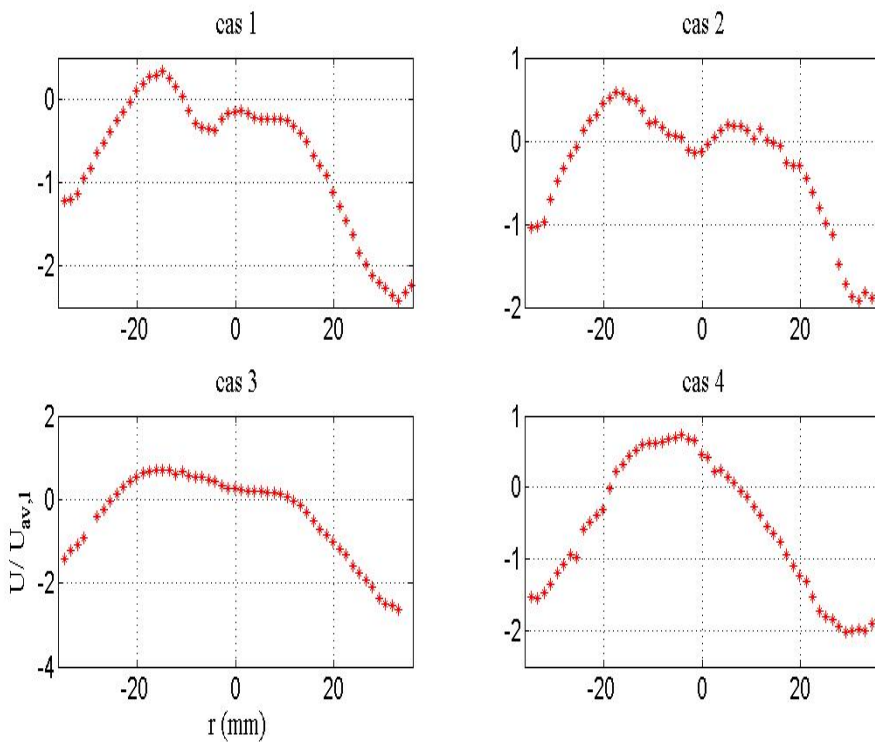


FIGURE D.2 – Profils de vitesse axiale moyenne pour les différents cas expérimentaux, à  $x=600$  mm.

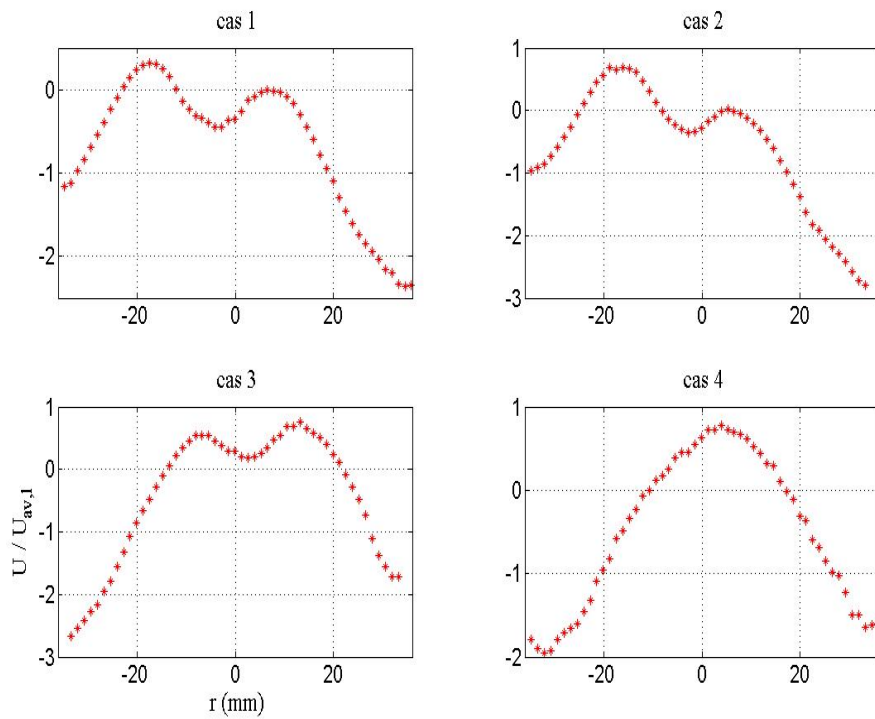


FIGURE D.3 – *Profils de vitesse axiale moyenne pour les différents cas expérimentaux, à  $x=650$  mm.*

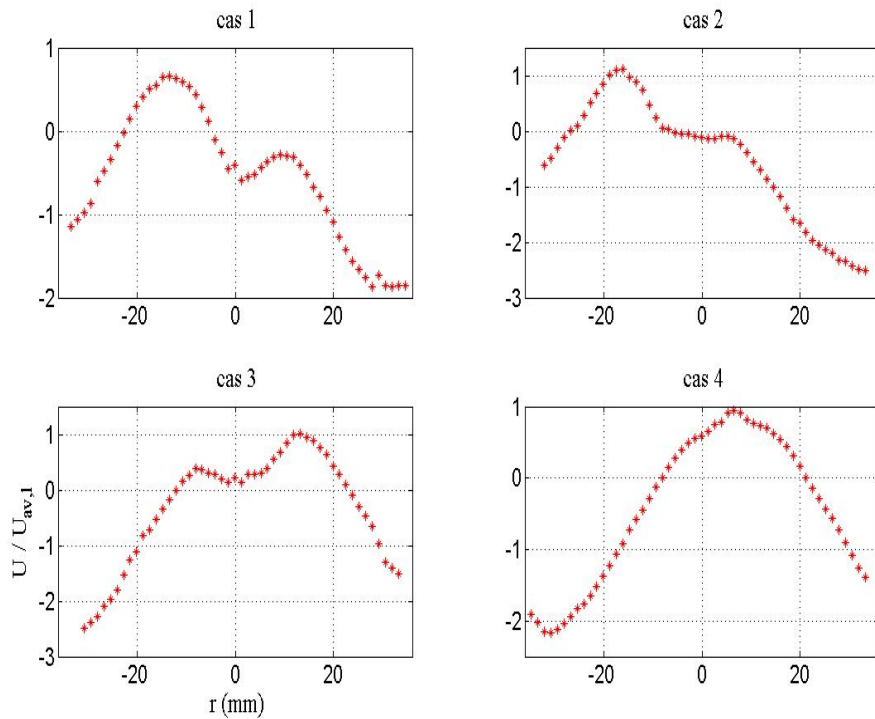


FIGURE D.4 – *Profils de vitesse axiale moyenne pour les différents cas expérimentaux, à  $x=700$  mm.*

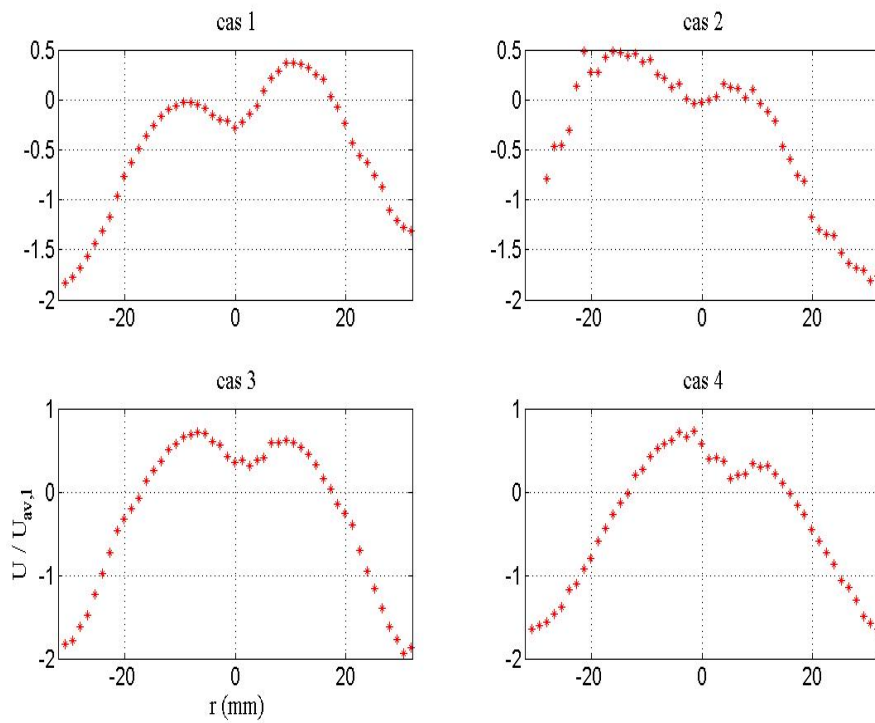


FIGURE D.5 – *Profils de vitesse axiale moyenne pour les différents cas expérimentaux, à  $x=750$  mm.*

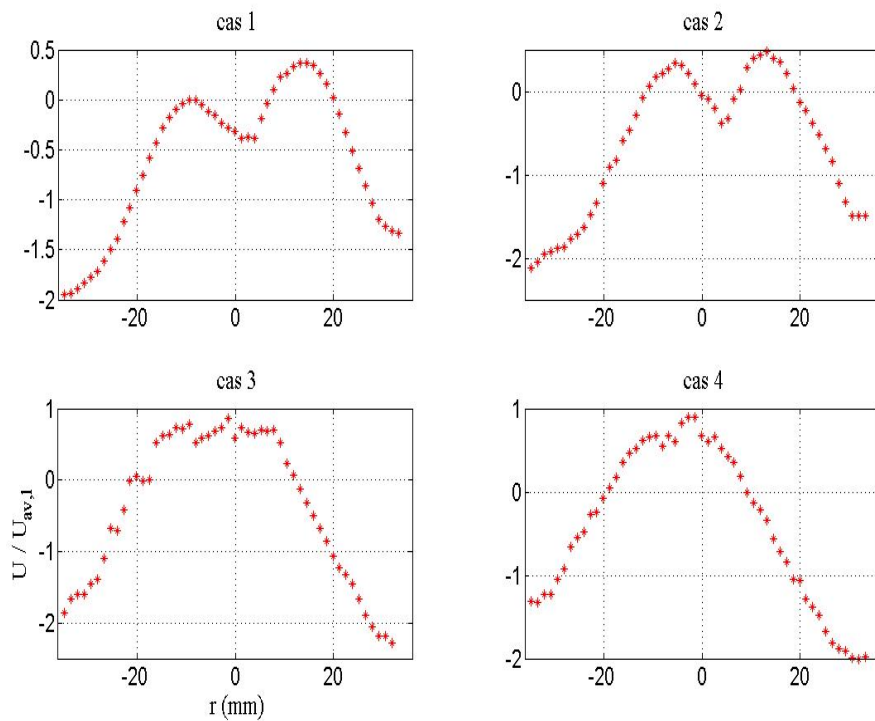


FIGURE D.6 – *Profils de vitesse axiale moyenne pour les différents cas expérimentaux, à  $x=800$  mm.*

### D.1.2 $u^{rms}$ du liquide

Les Figures D.7, D.8, D.9, D.10, D.11 et D.12 représentent les profils de  $u^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à des distances respectives de 550, 600, 650, 700, 750 et 800 mm au-dessous du niveau de l'entrée.

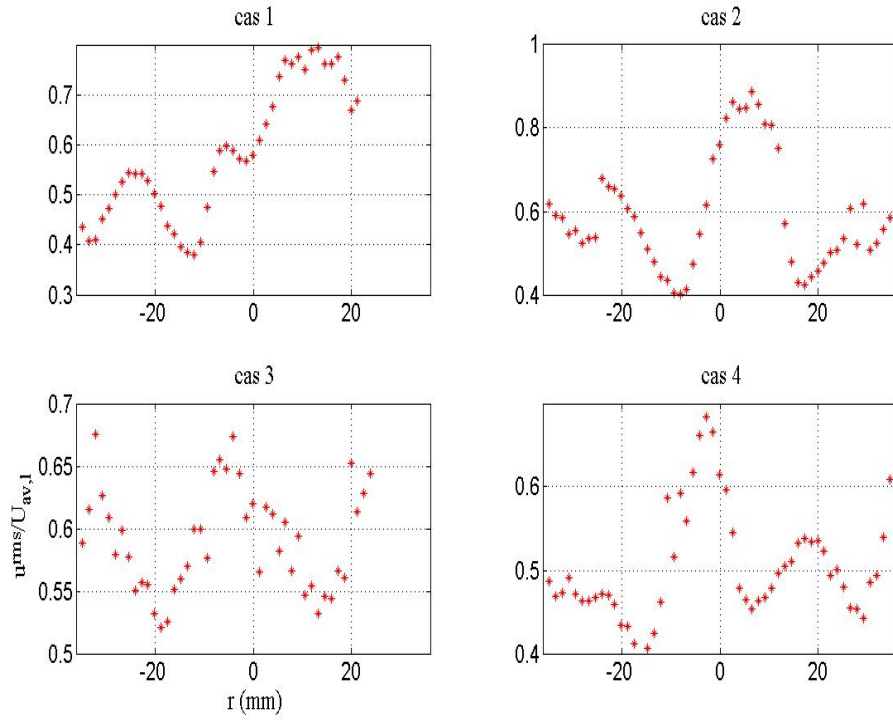


FIGURE D.7 – Profils de  $u^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à  $x=550$  mm.

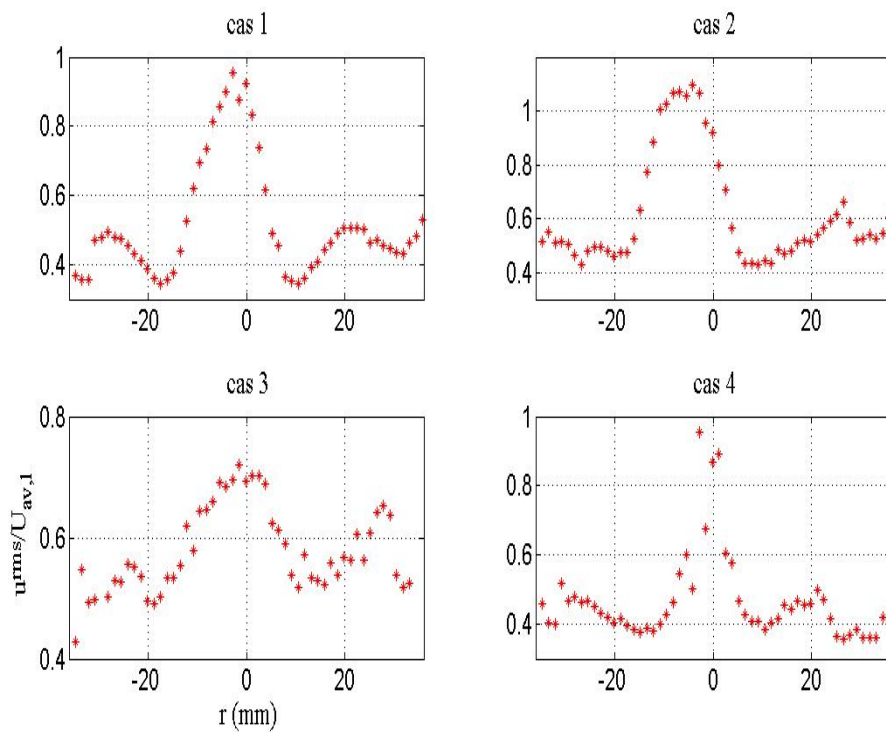


FIGURE D.8 – Profils de  $u^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à  $x=600$  mm.

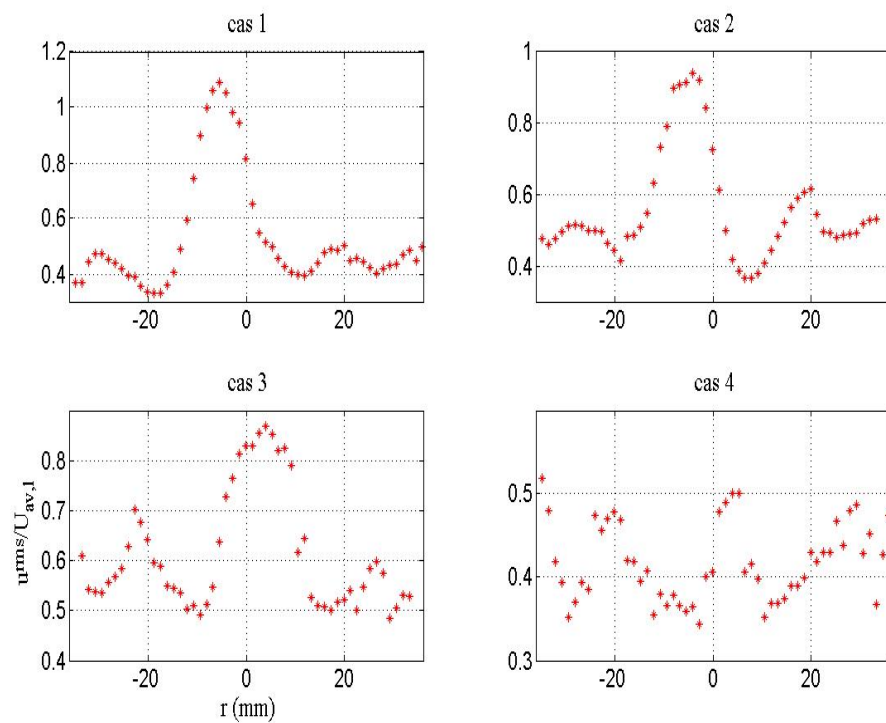


FIGURE D.9 – Profils de  $u^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à  $x=650$  mm.

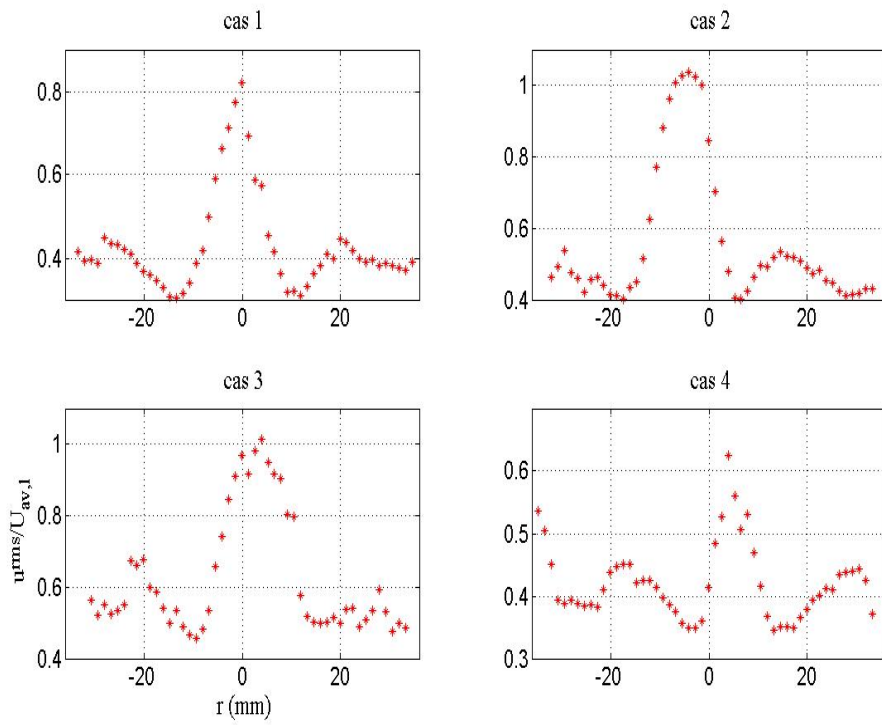


FIGURE D.10 – Profils de  $u^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à  $x=700$  mm.

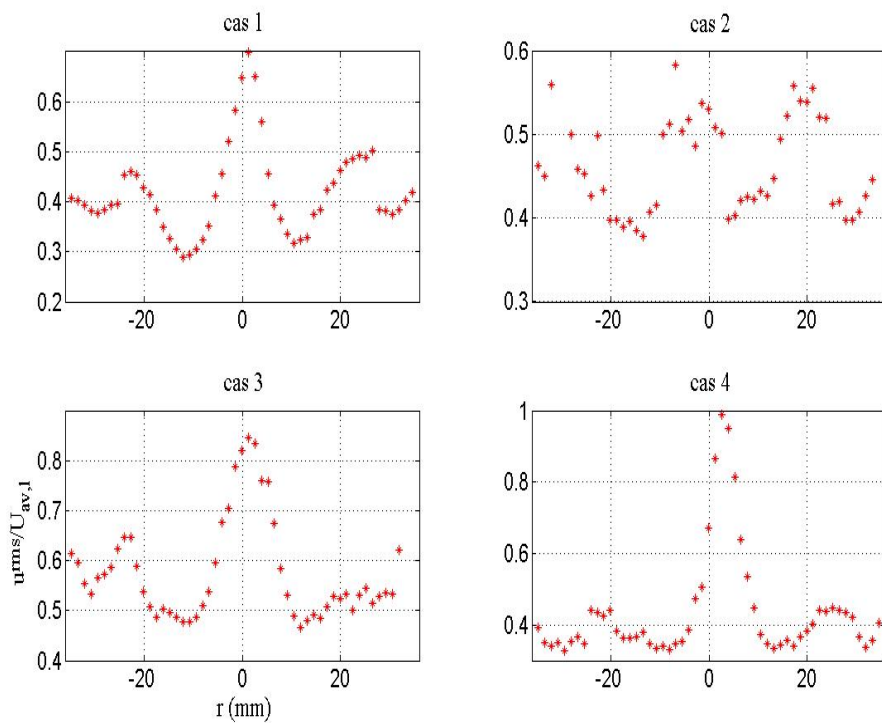


FIGURE D.11 – Profils de  $u^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à  $x=750$  mm.

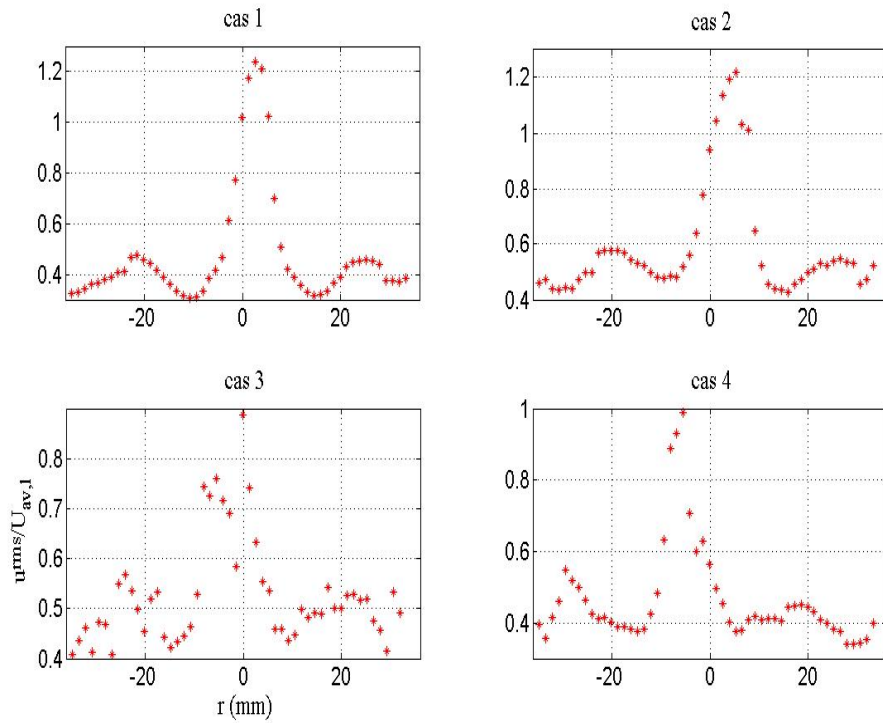


FIGURE D.12 – Profils de  $u^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à  $x=800$  mm.

## D.2 Mesures de vitesse tangentielle

### D.2.1 Vitesses tangentielles moyennes du liquide

Les Figures D.13, D.14, D.15, D.16, D.17 et D.18 représentent les profils de la vitesse tangentielle moyenne pour les différents cas expérimentaux, à des distances respectives de 550, 600, 650, 700, 750 et 800 mm au-dessous du niveau de l'entrée.



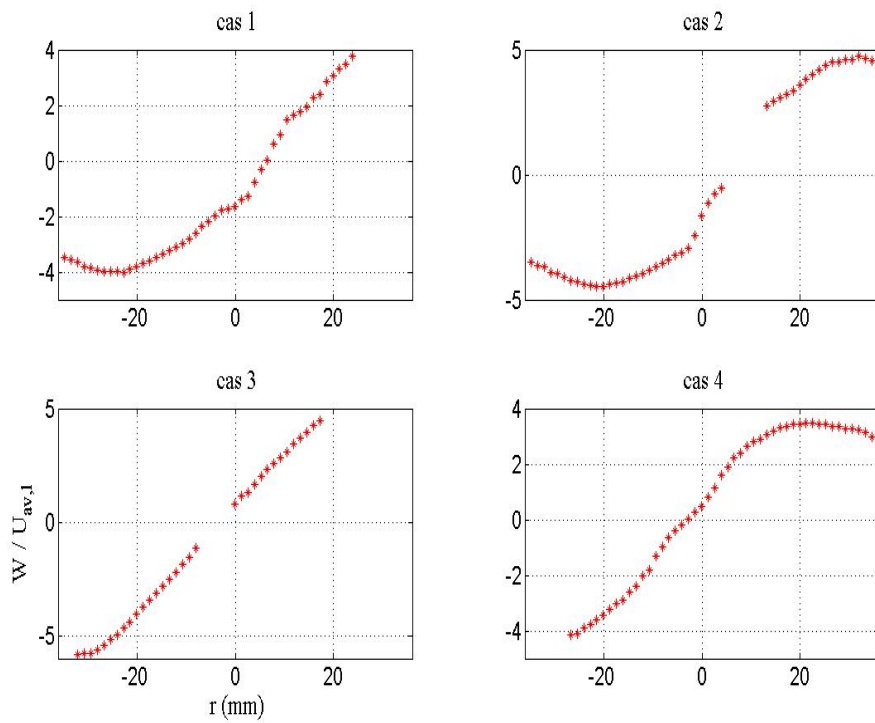


FIGURE D.13 – Profils de la vitesse tangentielle moyenne pour les différents cas expérimentaux, à  $x=550$  mm.

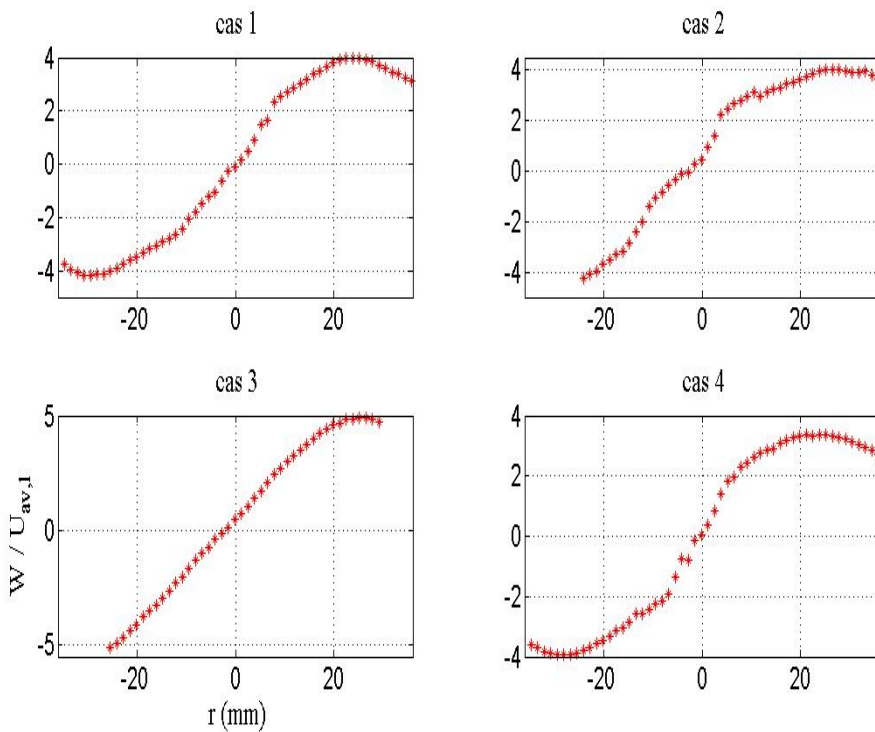


FIGURE D.14 – Profils de la vitesse tangentielle moyenne pour les différents cas expérimentaux, à  $x=600$  mm.

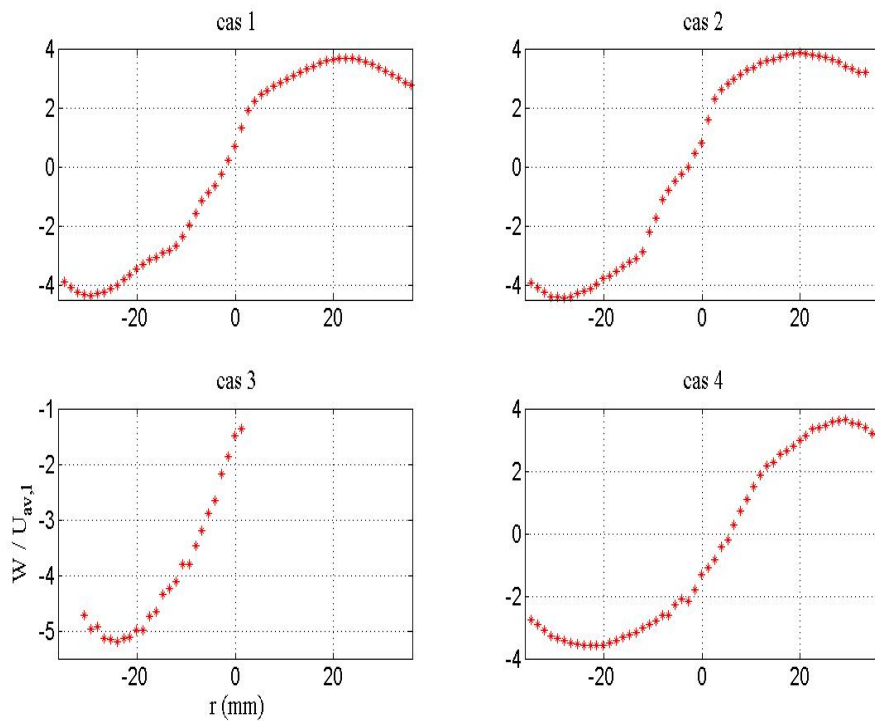


FIGURE D.15 – Profils de la vitesse tangentielle moyenne pour les différents cas expérimentaux, à  $x=650$  mm.

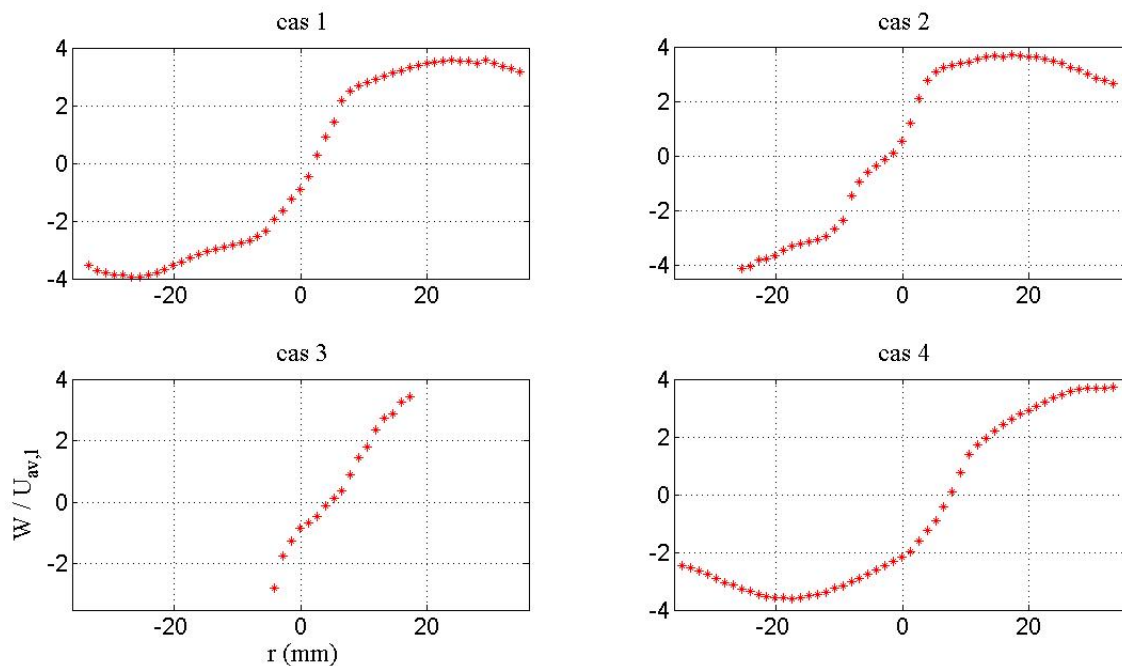


FIGURE D.16 – Profils de la vitesse tangentielle moyenne pour les différents cas expérimentaux, à  $x=700$  mm.

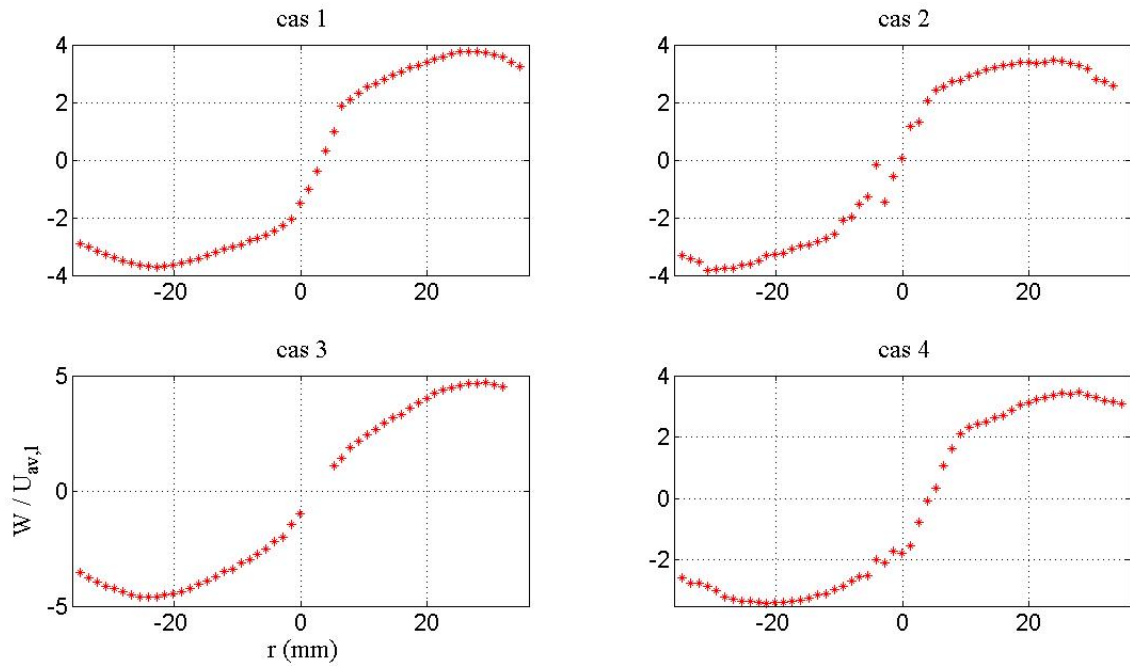


FIGURE D.17 – Profils de la vitesse tangentielle moyenne pour les différents cas expérimentaux, à  $x=750$  mm.

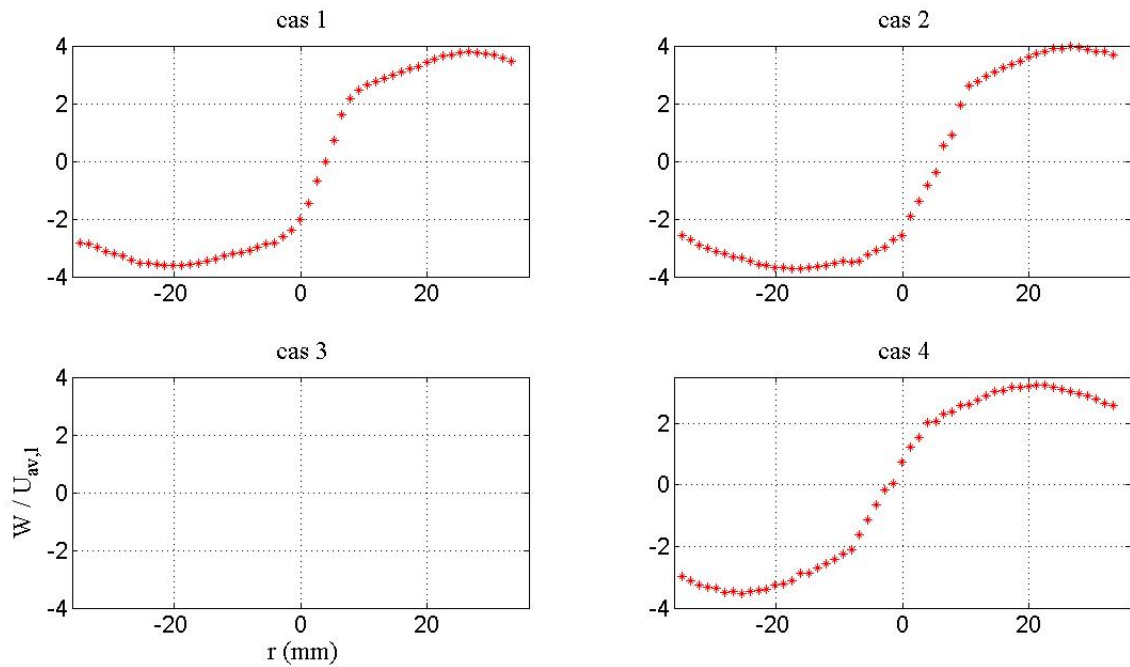


FIGURE D.18 – Profils de la vitesse tangentielle moyenne pour les différents cas expérimentaux, à  $x=800$  mm.

## D.2.2 $w^{rms}$ du liquide

Les Figures D.19, D.20, D.21, D.22, D.23 et D.24 représentent les profils de  $w^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à des distances respectives de 550, 600, 650, 700, 750 et 800 mm au-dessous du niveau de l'entrée.

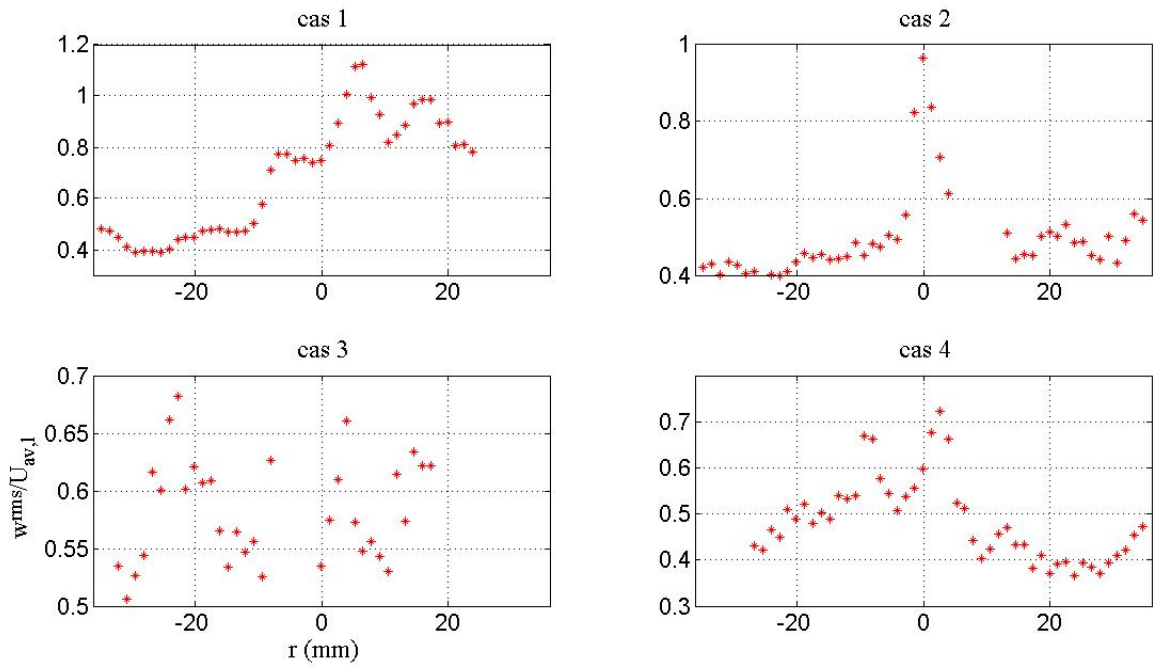


FIGURE D.19 – Profils de  $w^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à  $x=550$  mm.

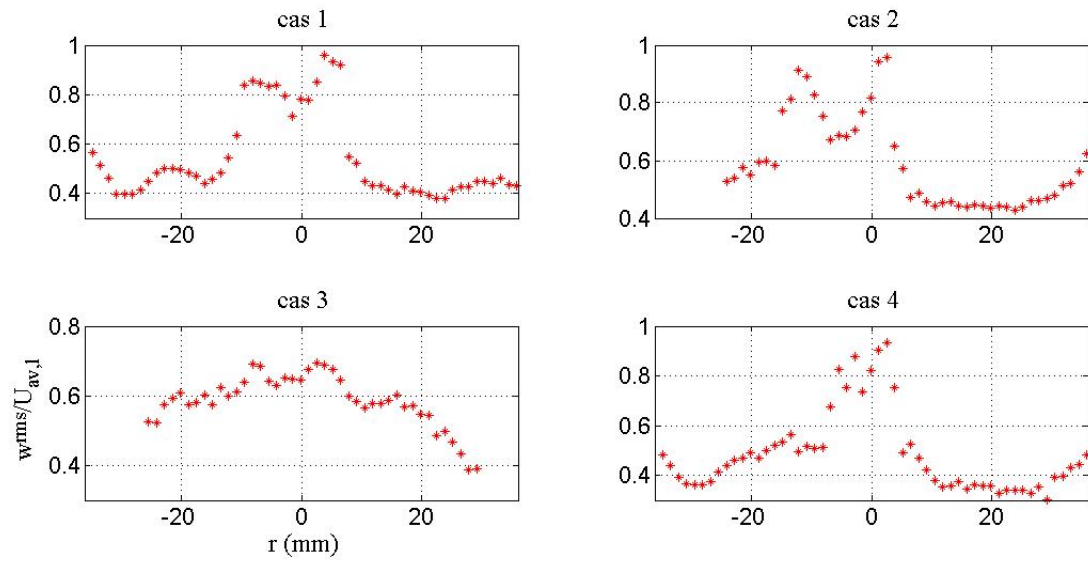


FIGURE D.20 – Profils de  $w^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à  $x=600$  mm.

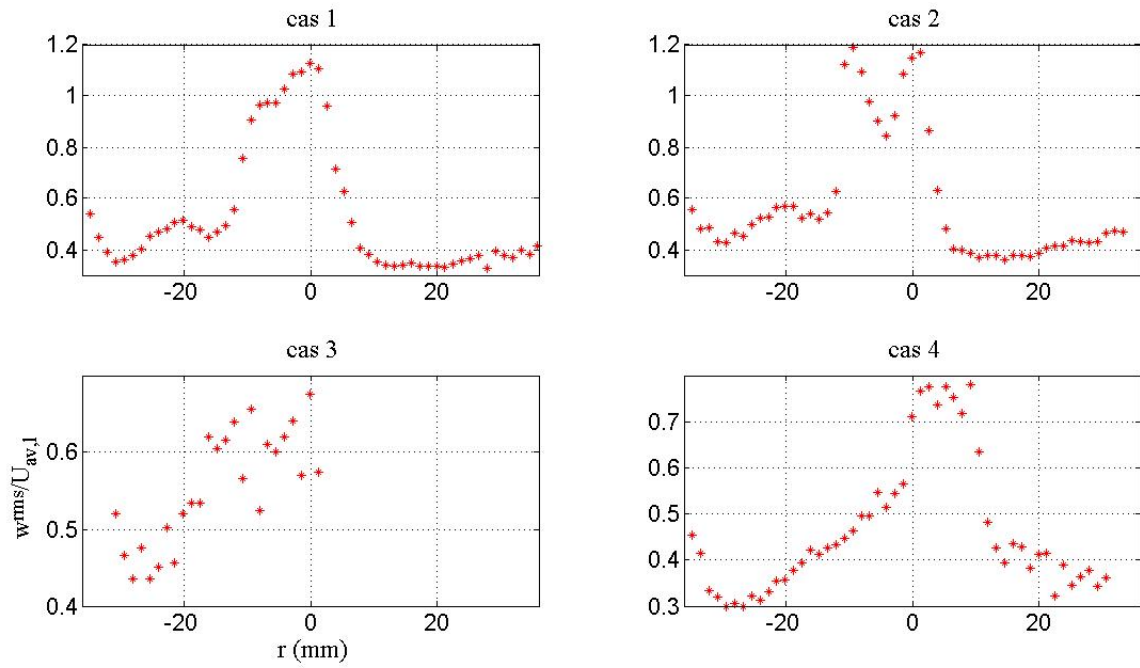


FIGURE D.21 – Profils de  $w^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à  $x=650$  mm.

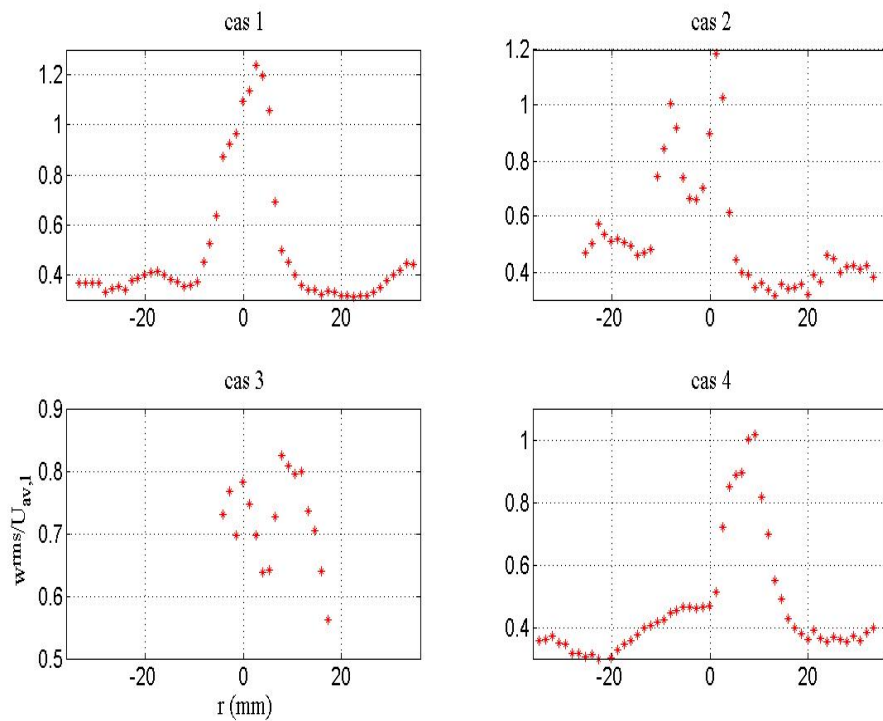


FIGURE D.22 – Profils de  $w^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à  $x=700$  mm.

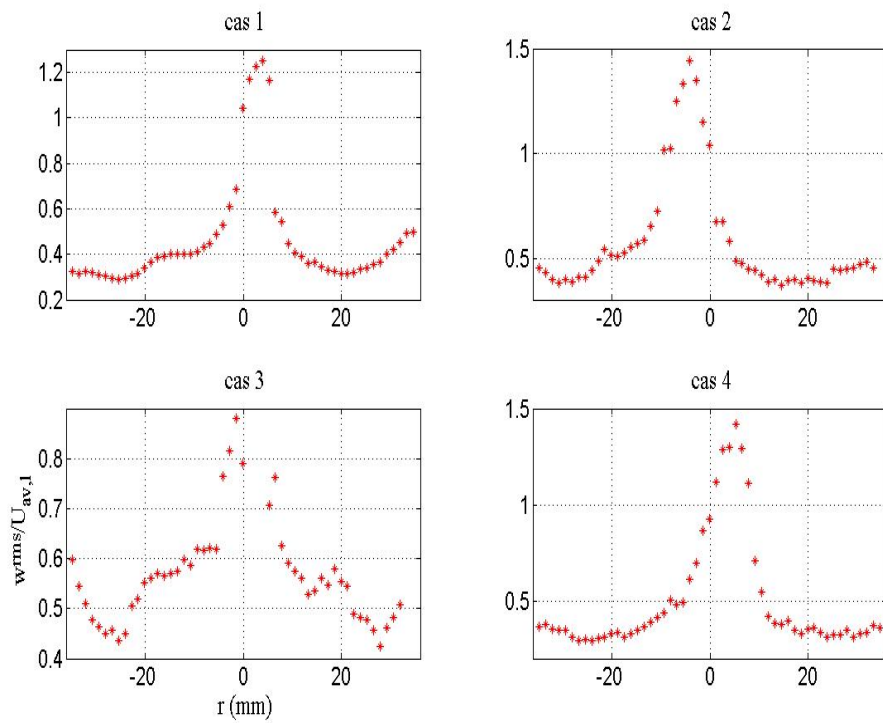


FIGURE D.23 – Profils de  $w^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à  $x=750$  mm.

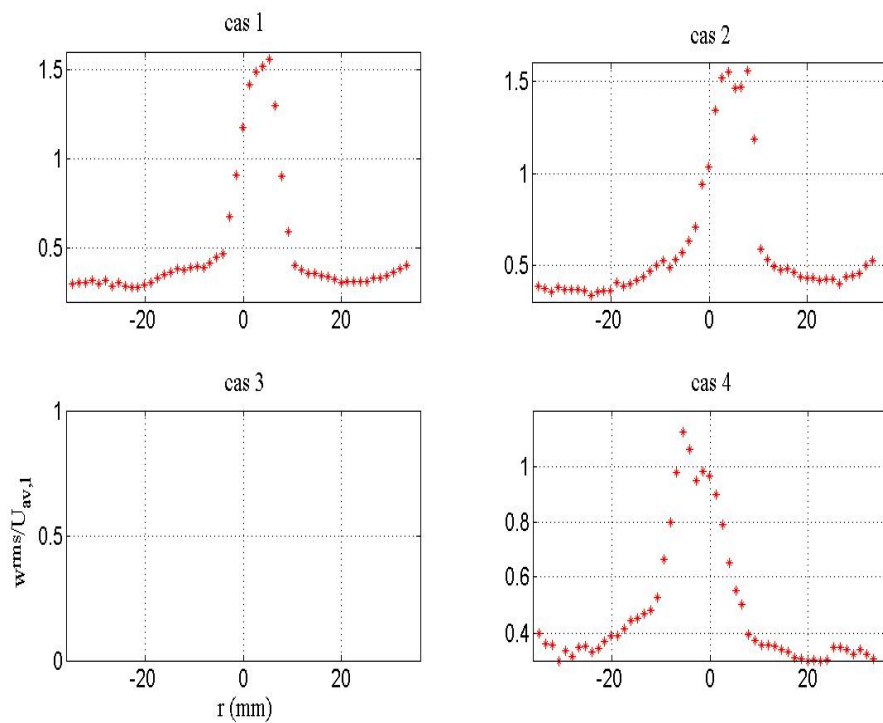


FIGURE D.24 – Profils de  $w^{rms}$  pour les différents cas expérimentaux, à  $x=800$  mm.

### D.3 Estimation de l'énergie cinétique turbulente du liquide

Les Figures D.25, D.26, D.27, D.28, D.29 et D.30 représentent les profils de l'énergie cinétique turbulente pour les différents cas expérimentaux, à des distances respectives de 550, 600, 650, 700, 750 et 800 mm au-dessous du niveau de l'entrée.

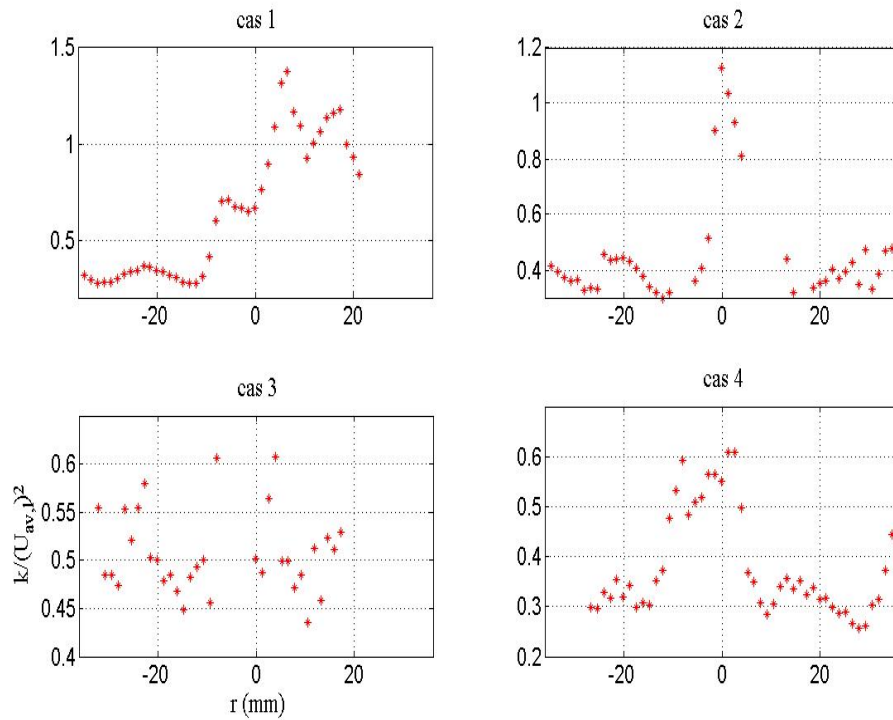


FIGURE D.25 – Profils de l'énergie cinétique turbulente pour les différents cas expérimentaux, à  $x=550$  mm.

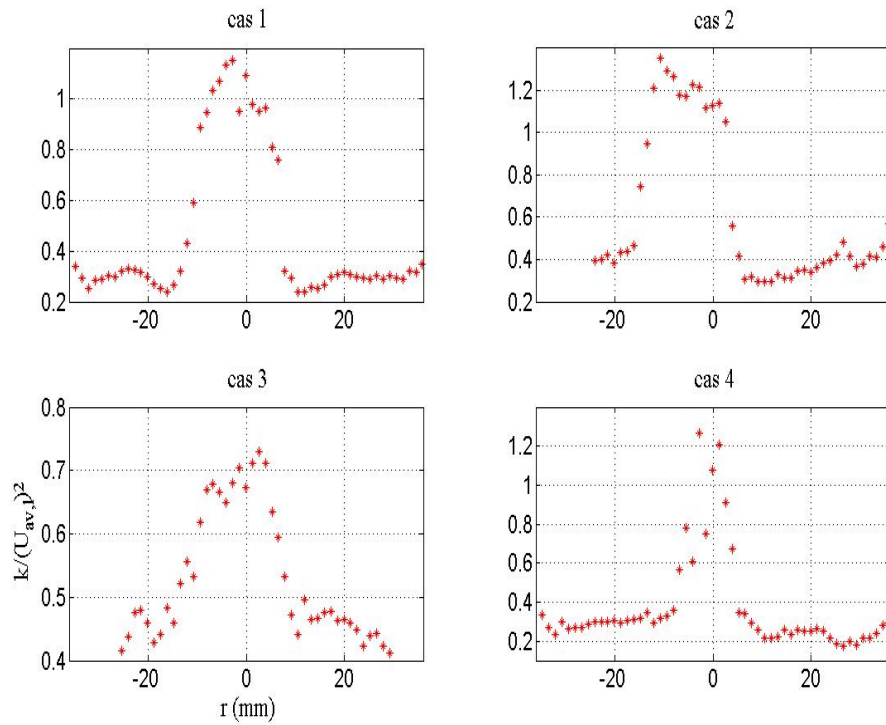


FIGURE D.26 – Profils de l'énergie cinétique turbulente pour les différents cas expérimentaux, à  $x=600$  mm..

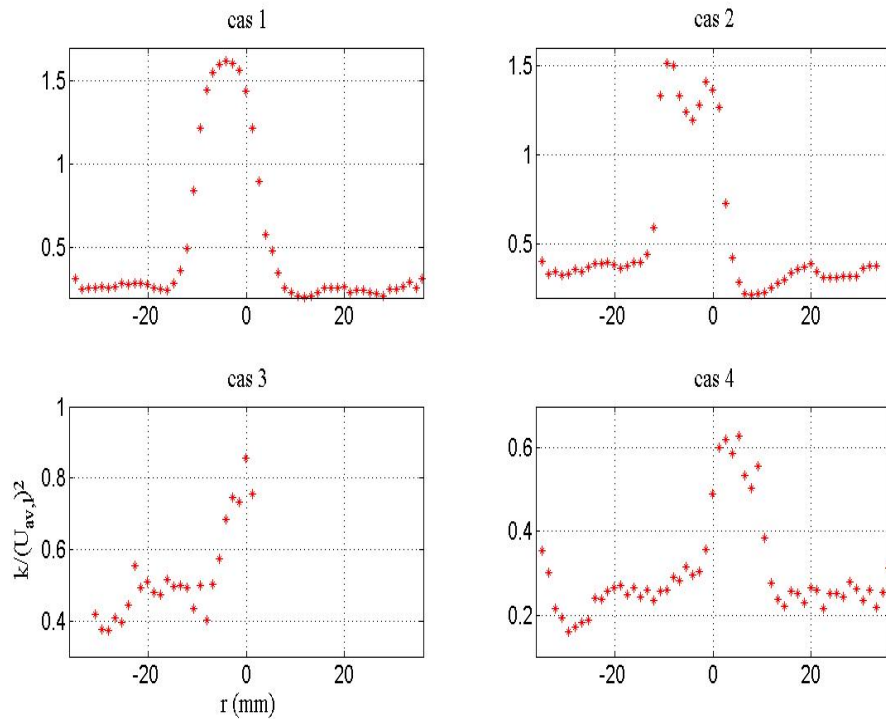


FIGURE D.27 – Profils de l'énergie cinétique turbulente pour les différents cas expérimentaux, à  $x=650$  mm.



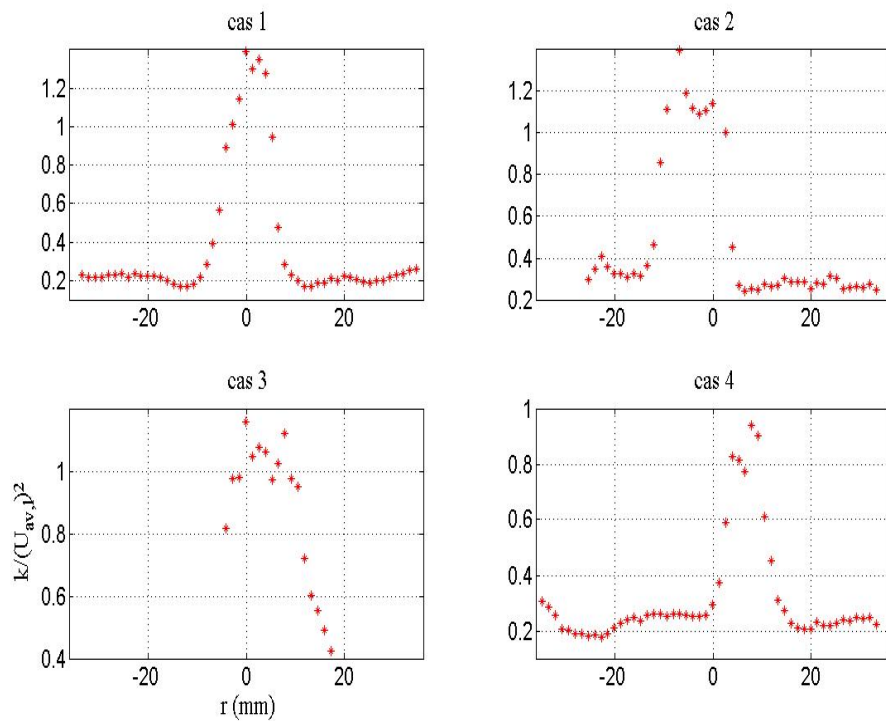


FIGURE D.28 – Profils de l'énergie cinétique turbulente pour les différents cas expérimentaux, à  $x=700$  mm.

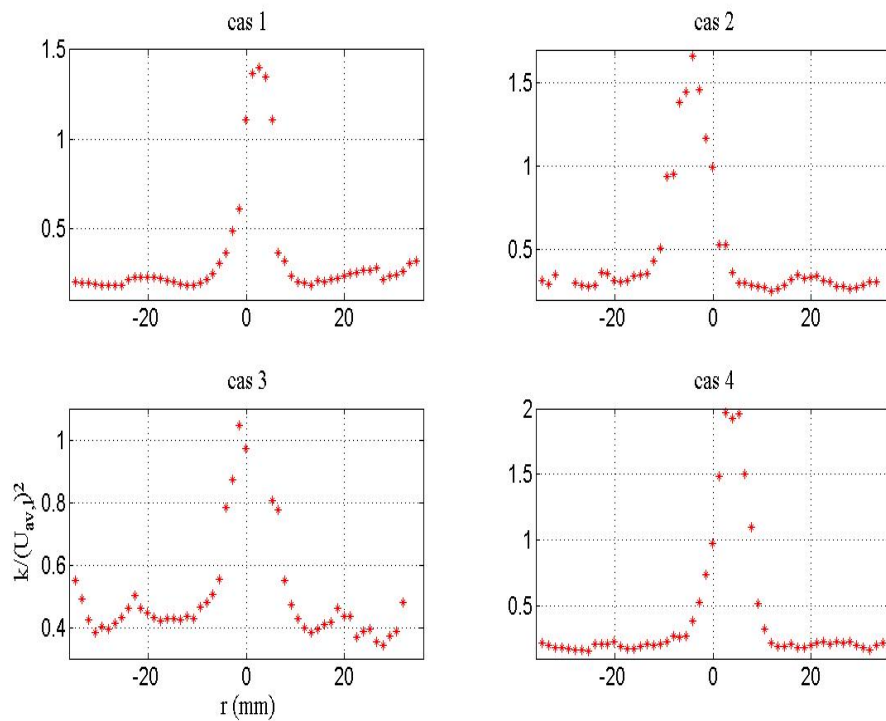


FIGURE D.29 – Profils de l'énergie cinétique turbulente pour les différents cas expérimentaux, à  $x=750$  mm.

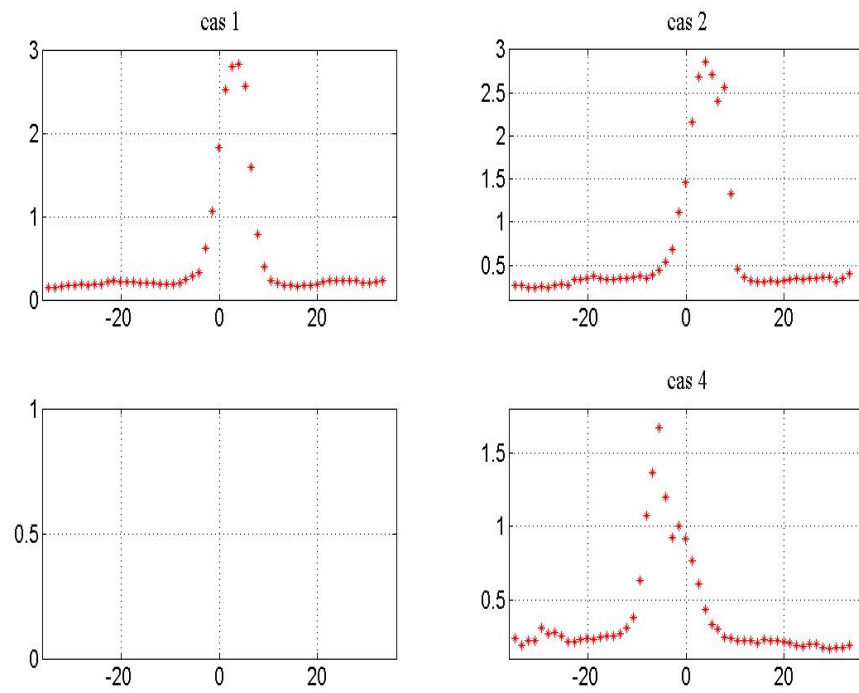


FIGURE D.30 – *Profils de l'énergie cinétique turbulente pour les différents cas expérimentaux, à  $x=800$  mm.*

# Bibliographie

- [ADEME2011] : Site de l'Agence de l'Environnement et de la Maîtrise de l'Énergie, "www.ademe.fr" , visité le 15 Août 2011.
- [Afanador1999] : Afanador E. , "Oil-Water Separation in Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone Separators", Thèse de Master de l'Université de Tulsa, 1999.
- [Aleksenko2007] : Alekseenko S. , Kuibin P. , Okulov V. , "Theory of concentrated vortices", Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2007.
- [Algifri1988] : Algifri A., Bhardwaj C. , Rao Y. , "Turbulence measurements in decaying swirl flow in a pipe", Applied Scientific Research, Vol. 45, pp.233–235, 1988.
- [Arismendi2008] : Arismendi R. , "Utilization of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC<sup>®</sup>) compact separator for solids removal in gas drilling", Thèse de Master de l'Université de Tulsa, 2008.
- [Arnold1999] : Arnold K. , Stewart M. , "Surface Production Operations : Design of Gas-Handling Systems and Facilities", Elsevier Science, États-unis, 1999.
- [Arnold2008] : Arnold K. , Stewart M. , "Gas-Liquid and Liquid-Liquid Separators", Elsevier, États-unis, 2008.
- [Arpandi1995] : Arpandi I. , "A mechanistic model for two-phase flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone separators", Thèse de Master de l'Université de Tulsa, 1995.
- [Austrheim2006] : Austrheim T. , "Experimental Characterization of High-Pressure Natural Gas Scrubbers", Thèse de l'Université de Bregen, Norvège, 2006.
- [Baker1954] : Baker O. , "Simultaneous flow of oil and gas", Oil Gas Journal, Vol. 53, 1954.
- [Bai2010] : Bai Z; , Wang H. , Tu S. , "Oil-water separation using hydrocyclones enhanced by air bubbles", Chemical Engineering Research and Design, doi :10.1016/j.cherd.2010.04.012, 2010.
- [Bakerhughes2011] : "http://www.bakerhughes.com", visité le 30 Août 2011.

- [Bandopadhyay1994] : Bandopadhyay P.R. , Pacifico G.C. , Gad-el-Hak M. , “Sensitivity of a Gas Core Vortex in a Cyclone Type Gas-Liquid Separator”, Advanced Technology and Prototyping Division, New Port, Rhode Island, États-Unis, 1994.
- [Bardon2008] : Bardon J.P. , “Phénomènes Fondamentaux de Transfert de Chaleur”, Cours de Master 2 à l’École Polytechnique de l’Université de Nantes, 2008.
- [Barnea1980] : Barnea D. , Shoham O. , Taitel Y. , Dukler A.E. , “Flow pattern transition for gas-liquid flow in horizontal and inclined pipes”, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 6 , pp.217-225 , 1980.
- [Barnea1982] : Barnea D. , Shoham O. , Taitel Y. , “Flow pattern transition for vertical downward two-phase flow”, Chemical Engineering Science, Vol. 37 , pp.741-744 , 1982.
- [Barnea1987] : Barnea D. , “A unified model for predicting flow pattern transitions for whole range of pipe inclinations”, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 13, pp.1-12, 1987.
- [Baur1995] : Baur L. , “Contributions expérimentales sur les écoulements à bulles en rotation”, Thèse de l’Institut National Polytechnique de Lorraine, 1995.
- [BBC2005] : “Rwanda award for ‘sewage’ cooking”, <http://news.bbc.co.uk/2/hi/africa/4639363.stm>, 2005.
- [Boungo-Ngakomo2010] : Boungo-Ngakomo R.L. , Bousbaine H. , Mbenar A. , Taib Y. , “Étude des écoulements multiphasiques à l’entrée d’un séparateur cyclonique GLCC”, Projet scientifique de deuxième année à l’École nationale Supérieure des Mines de Nancy, 2010.
- [Bradshaw1969] : Bradshaw P. , “The analogy between streamline curvature and buoyancy in turbulent shear flow”, Journal of Fluid Mechanics, Vol. 36, pp.177-191, 1969.
- [Bratland2010] : Bratland O. , “Pipe Flow 2 : Multi-Phase Flow Assurance”, disponible sur [www.drbratland.com](http://www.drbratland.com), 2010.
- [Brennen2005] : Brennen C. , “Fundamentals of Multiphase Flows”, Cambridge University Press, 2005.
- [Bubbico2010] : Bubbico R. , “Gas-Liquid Separators”, Cours de l’Université de Rome, 2010.
- [Bustamante2003] : Bustamante A. , “Design and performance of multiphase distribution manifold”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 2003.
- [Carroll2003] : Carroll J.J. , “Natural Gas Hydrates : A Guide for Engineers.” Gulf Professional Publishing, Amsterdam, Pays-Bas, 2003.

- [Chang1994] : Chang F. , Dhir V.K. , “Turbulent flow field in tangentially injected swirl flows in tubes”, International Journal of Heat and Fluid Flow, Vol. 15, pp.346–356, 1994.
- [Chang1995] : Chang F. , Dhir V.K. , “Mechanisms of heat transfer enhancement and slow decay of swirl in tubes using tangential injection”, International Journal of Heat and Fluid Flow, Vol. 16, pp.78-87, 1995.
- [Cheng1998] : Cheng L.X. , “Experimental Study of Rheological Behavior of Heavy Oil Under Reservoir Conditions”, 7<sup>th</sup> UNITAR International Conference on Heavy Crude and Tar Sands, Beijing, Chine, 27-30 Octobre, 1998.
- [Cheng2008] : Cheng L. , Ribatski G. , Thome J. , “Two-Phase Flow Patterns and Flow-Pattern Maps : Fundamentals and Applications”, Applied Mechanics Reviews, Vol. 61, 2008.
- [Chiné2000] : Chiné B. , Concha F. , “Flow patterns in conical and cylindrical hydrocyclones”, Chemical Engineering Journal, Vol. 80, pp.267-273, 2000.
- [Chirinos1998] : Chirinos W. , “Liquid carry-over in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone compact separators”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 1998.
- [Chu2004] : Chu L. , Yu W. , Wang G. , Zhou X. , Chen W. , Dai G. , “Enhancement of hydrocyclone separation performance by eliminating the air core”, Chemical Engineering and Processing, Vol. 43, pp.1441-1448, 2004.
- [Chuan Lim2010] : Chuan Lim E. , Chen Y. , Wang C. , Wu R. , “Experimental and computational studies of multiphase hydrodynamics in a hydrocyclone separator system”, Chemical Engineering Science, Vol. 65, pp.6415-6424, 2010.
- [Clift1978] : Clift R. , Grace J.R. , Weber M.E. , “Bubbles, drops and particles”, Academic Press, 1978.
- [Comte-bellot1976] : Comte-bellot G. , “Les méthodes de mesure physique de la turbulence”, Journal de Physique, Colloque Cl, supplément au n° 1, Tome 37, 1976.
- [Conan2007] : Conan C. , “Étude expérimentale et modélisation des écoulements liquide-liquide en conduite horizontale”, Thèse de l’Institut National Polytechnique de Toulouse, 2007.
- [Contreras2002] : Contreras O. , “The effect of inlet gas void fraction on the performance of Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone (LLCC<sup>©</sup>) Separator”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 2002.
- [Cyclonextreme2011] : [www.cyclonextreme.com](http://www.cyclonextreme.com), visité le 15 Août 2011.
- [Dante2007] : Dante R. , Geffroy E. , Chávez A.E. , “Viscoelastic models for Mexican heavy crude oil and comparison with a mixture of heptadecane and eicosane. Part II.”,

Fuel, Vol.86, pp. 2403-2409, 2007.

- [Derksen2005] : Derksen J. , “Simulations of confined turbulent vortex flow”, Computers and Fluids, Vol. 34, pp.301-318, 2005.
- [Di Matteo2003] : Di Matteo C. , “Mechanistic modeling of slug dissipation in helical pipes”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 2003.
- [Do Vale2002] : Do Vale O.R. , Garcia J.E. , Villa M. , “VASPS Installation and Operation at Campos Basin”, Offshore Technology Conference, Texas, États-Unis, 6-9 Mai, 2002.
- [Dusseault2001] : Dusseault M.B. , “Comparing Venezuelan and Canadian Heavy Oil and Tar Sands”, the Petroleum Society’s Canadian International Petroleum Conference 2001, Calgary, Alberta, Canada, 12-14 Juin, 2001.
- [Earni2001] : Earni B. , “Predictive control of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC<sup>©</sup>) separators”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 2001.
- [Erdal1997] : Erdal F. , Shirazi S. , Shoham O. , Kouba G. , “CFD Simulation of Single-Phase and Two-Phase Flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators”, Paper first presented at the SPE Annual Technical Conference & Exhibition held in Denver, U.S.A., 6-9 October, 1996, Society of Petroleum Engineers, 1997.
- [Erdal1998] : Erdal F. , Mantilla I. , Shirazi S. , Shoham O. , “Simulation of free interface shape and complex two-phase flow behavior in a gas-liquid cylindrical cyclone separator” , ASME Fluids Engineering Division Summer Meeting, Washington DC, États-Unis, 21-25 Juin, 1998.
- [Erdal2001a] : Erdal F. , “Local measurements and computational fluid dynamics simulations in a gas-liquid cylindrical cyclone separator”, Thèse de l’Université de Tulsa, 2001.
- [Erdal2001b] : Erdal F. , Shirazi S. , “Local velocity measurements and computational fluid dynamics (CFD) simulations of swirling flow in a gas-liquid cylindrical cyclone separator”, Proceedings of ETCE 2001, Engineering Technology Conference on Energy, Vol. 145, pp. 23-30, Houston, Texas, États-Unis, Février, 2001.
- [Escobar2005] : Escobar O., “Performance evaluation of a modified Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone (LLCC<sup>©</sup>) Separator”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 2005.
- [Escue2010] : Escue A. , Cui J. , “Comparison of turbulence models in simulating swirling pipe flows”, Applied Mathematical Modelling, Vol. 34, pp.2840-2849, 2010.
- [Fagundes Netto1999] : Fagundes Netto J.R. , Fabre J. , Peresson L. , “Shape of long bubbles in horizontal slug flow”, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 25, pp.1129-1160, 1999.

- [Falk2011] : Falk V. , “Séparations Solide/Liquide”, Cours de 2<sup>ème</sup> année à l’École Nationale Supérieure des Industries Chimiques, 2011.
- [Fan1993] : Fan Z. , Lusseyran F. , Hanratty T. , “Initiation of slugs in horizontal gas-liquid flows”, AIChE Journal, Vol.39, 1993.
- [Faure1999] : Faure T. , “Méthodes expérimentales et méthodes de visualisation en mécanique des fluides”, Cours de DEA, Paris XI, 1999.
- [Faure2008] : Faure T.M. , Pastur L.R. , Lusseyran F. , Fraigneau Y. , “Détection de structures tourbillonnaires dans un écoulement en cavité”, 24<sup>ème</sup> Journée Thématique de l’AFVL, Meudon, 20 Novembre, 2008.
- [Favennec1998] : “Le raffinage du pétrole : Exploitation et Gestion de la Raffinerie”, rédigé sous la coordination de Favennec J.P. , Éditions Technip, 1998.
- [Fernandino2006] : Fernandino M. , Ytrehus T. , “Determination of flow sub-regimes in stratified air-water channel flow using LDV spectra”, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 32, pp.436-446, 2006.
- [Fluent2006] : Fluent 6.3 User’s guide, 2006.
- [Fokeer2006] : Fokeer S. , “An investigation of geometrically induced swirl applied to lean phase pneumatic flows”, Thèse de l’Université de Nottingham, 2006.
- [Fox2003] : Fox R. , McDonald A. , Pritchard P. , “Introduction to fluid mechanics”, John Wiley and Sons, 2003.
- [Gabard2001] : Gabard C. , “Déplacements de fluides miscibles non-newtoniens en conduite cylindrique verticale”, Thèse de l’Université de Paris VI, 2001.
- [Gomez1998a] : Gomez L. , “A state-of-the art simulator and field application design of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 1998.
- [Gomez1998b] : Gomez L. , Mohan R. , Shoham O. , Kouba G. , “Enhanced Mechanistic Model and Field Application Design of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators”, Society of Petroleum Engineers, SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, Louisiana, États-Unis, 27–30 Septembre, 1998.
- [Gomez1999a] : Gomez L. , Mohan R. , Shoham O. , Kouba G. , “State-of-the-Art Simulator for Field Applications of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators”, Society of Petroleum Engineers, SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Houston, Texas, États-Unis, 3-6 Octobre, 1999.

- [Gomez1999b] : Gomez L. , Mohan R. , Shoham O. , Marrelli J. , Kouba G. , “Aspect ratio modeling and design procedure for GLCC compact separators”, *Journal of Energy Resources Technology*, Vol. 121, 1999.
- [Gomez2000] : Gomez L. , Shoham O. , Taitel Y. , “Prediction of slug liquid holdup : horizontal to upward vertical flow”, *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 26, pp. 517-521, 2000.
- [Gomez2001] : Gomez L. , “Dispersed two-phase swirling flow characterization for predicting gas carry-under in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone compact separators”, Thèse de doctorat de l’Université de Tulsa, 2001.
- [Gong2004] : Gong A. , Wang L. , “Numerical study of gas phase flow in cyclones with the repds”, *Aerosol Science and Technology*, Vol. 38, pp.506-512, 2004.
- [Govier1972] : Govier G.W. , Aziz K. , “The flow of complex mixtures in pipes”, Van Nostrand Reinhold Company, 1972.
- [Grieb2008] : Grieb T. , Donn T. , Collins J. , Radde J. , Perez C. , Smith J. , Rowe G. , Scott S. , Todd Ririe G. , “Effects of Subsea Processing on Deepwater Environments in the Gulf of Mexico”, U.S. Department of the Interior, Minerals Management Service Gulf of Mexico OCS Region, New Orleans, États-Unis, 2008.
- [Guo1990] : Guo Z. , Dhir V.K. , “Flow reversal in injection induced swirl flow”, *ASME HTD Single and Multiphase Convective Heat Transfer*, Vol. 145 , pp. 23–30, Dallas, TX, États-Unis, 1990.
- [Guo2009] : Guo H.F. , Chen Z.Y. , Yu C.W. , “Simulation of the effect of geometric parameters on tangentially injected swirling pipe airflow”, *Computers & Fluids*, Vol. 38 , pp.1917-1924, 2009.
- [Gupta1984] : Gupta A. , Lilley D. , Syred N. , “Swirl Flows”, Tunbridge Wells, 1984.
- [Gupta2007] : Gupta, A. , Kumar, R. , “Three-dimensional turbulent swirling flow in a cylinder : experiments and computations”, *International Journal of Heat and Fluid Flow*, Vol. 28, pp.249-261, 2007.
- [Guyon2001] : Guyon E. , Hulin J.P. , Petit L. , “ Hydrodynamique physique”, EDP Sciences / CNRS Éditions, 2001.
- [Guyon2005] : Guyon E. , Hulin J.P. , Petit L. , “Ce que disent les fluides”, Belin. Pour la Science, 2005.
- [Guzman2005] : Guzman N. , “Foam flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC<sup>©</sup>) compact separator”, Thèse de l’Université de Tulsa, 2005.



- [Han2006] : Han H. , Zhu Z. , Gabriel K. , “A study on the effect of gas flow rate on the wave characteristics in two-phase gas-liquid annular flow”, Nuclear Engineering and Design, Vol. 236, pp.2580-2588 , 2006.
- [Hasan2010] : Hasan S., Ghannam N. , Esmail N., “Heavy crude oil viscosity reduction and rheology for pipeline transportation”, Fuel, Vol.98, pp. 1095-1100, 2010.
- [HAT2011] : HAT International, “www.hatltd.com”, 2011.
- [Hewitt1969] : Hewitt G.F. , Roberts D.N. , “Studies of Two-Phase Flow Patterns by Simultaneous X-ray and Flash Photography”, AERE-M 2159, HMSO, 1969.
- [Hibiki2004] : Hibiki T. , Goda H. , Kim S. , Ishii M. , Uhle J. , “Structure of vertical downward bubbly flow”, International Journal of Heat and mass Transfer, Vol. 47, pp.1847-1862, 2004.
- [Historicimpressions2011] : [http ://www.historicimpressions.com/Scottish.htm](http://www.historicimpressions.com/Scottish.htm), visité le 15 Août 2011.
- [Hoekstra1999] : Hoekstra A. , Derksen J. , Van Den Akker H. , “An experimental and numerical study of turbulent swirling flow in gas cyclones”, Chemical Engineering Science, Vol. 54, pp.2055-2065, 1999.
- [Hoffmann2008] : Hoffmann A. , Stein L. , “Gas Cyclones and Swirl Tubes : Principles, Design and Operation”, Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, 2008.
- [Hreiz2011] : Hreiz R. , Gentric C. , Midoux N. , “Numerical investigation of swirling flow in cylindrical cyclones”, accepté pour publication dans Chemical Engineering Research and Design, 2011.
- [Hunt1988] : Hunt J.C.R. , Wray A. , Moin P. , “Eddies, stream and convergence zones in turbulent flows”, In Center for turbulence research report S88. , 1988.
- [Ishii1975a] : Ishii M. , Grolmes M. , “Inception criteria for droplet entrainment in two-phase concurrent film flow”, AIChE Journal, Vol. 21, pp.308-318, 1975.
- [Ishii1975b] : Ishii M. , “Thermo-fluid dynamic theory of two-phase flow”, Eyrolles, Paris, 1975.
- [Ishii2006] : Ishii M. , Hibiki T. , “Thermo-Fluid Dynamic of Two-Phase Flow”, Springer Science + Business Media Inc., 2006.
- [Jenny2003] : Jenny M. , “Étude de la transition au chaos d’une sphère en ascension ou en chute libre dans un fluide newtonien”, Thèse de doctorat de l’Université Louis Pasteur Strasbourg I, 2003.

- [Jeong1995] : Jeong J. , Hussein F. , “On the identification of a vortex”, *Journal of Fluid Mechanics*, Vol. 285, pp. 69-94, 1995.
- [Jestin2011] : Jestin R. , Schmitt L. , Wu J. , “Étude comparative et optimisation d’un séparateur diphasique”, *Projet scientifique de 2<sup>ème</sup> année à l’École Nationale Supérieure des Mines de Nancy*, 2011.
- [Kitagawa2007] : Kitagawa A. , Hagiwara Y. , Kouda T. , “PTV investigation of phase interaction in dispersed liquid-liquid two-phase turbulent swirling flow”, *Experiments in Fluids*, Vol. 42, pp.871-880, 2007.
- [Kitoh1991] : Kitoh O. , “Experimental study of turbulent swirling flow in a straight pipe”, *Journal of Fluid Mechanics*, Vol. 225, pp.445–479, 1991.
- [Kolla2007] : Kolla S. , “Liquid carry-over in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC<sup>©</sup>) compact separators for three-phase flow”, *Thèse de Master de l’Université de Tulsa*, 2007.
- [Kouba1995a] : Kouba G., *Chevron Petroleum Technology Co.* , 1995.
- [Kouba1995b] : Kouba G. , Shoham O. , Shirazi S. , “Design and Performance of Gas Liquid Cylindrical Cyclone Separators”, *Proceedings of the BHR Group 7th International Meeting on Multiphase Flow*, pp.307-327, Cannes, France, 7-9 Juin, 1995.
- [Kouba1996] : Kouba G. , Shoham O. , “A review of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC) Technology”, *Présentée à “Production Separation Systems” International Conference*, Aberdeen, Royaume-Uni, 23-24 Avril, 1996.
- [Kouba2002] : Kouba G. , “A Slug Damper for compact separators”, *Proceedings of ETCE : Petroleum Production Technology Symposium* 4-5 Février, 2002.
- [Kouda2006] : Kouda T. , Hagiwara Y. , “An experimental study on turbulent swirling water flow with immiscible droplets”, *International Journal of Heat and Fluid Flow*, Vol. 27, pp.611-618, 2006.
- [Kumar1993] : Kumar R. , Conover T. , “Flow visualization studies of a swirling flow in a cylinder”, *Journal of Experimental Thermal Fluid Science*, Vol. 7, pp.254-262, 1993.
- [Kuzmin2005] : Kuzmin A.O. , Pravdina M.K. , Yavorskiy A.I. , Yavorskiy N.I. , Parmona V.N. , “Vortex centrifugal bubbling reactor”, *Chemical Engineering Journal*, Vol. 107 , pp.55-62, 2005.
- [Lamb1993] : Lamb H. , “*Hydrodynamics*”, *Cambridge Mathematical Library*, 1993.
- [Lambourne1961] : Lambourne N.C. , Bryer D.W. , “The bursting of leading-edge vortices - some observations and discussion on the phenomenon”, *Aeronaut Res Counc R and M*,

- [Lansangan2001] : Lansangan R. , Huffman M. , “Gas liquid separation using a GLCC in a sodium bicarbonate solution mining operation”, Proceedings of ETCE 2001 : Engineering Technology Conference on Energy, Houston, Texas, États-Unis, 5-7 Février , 2001.
- [Lavigne2007] : Lavigne K. , Henrard A. , Vigneron S. , “Traitement des panaches par dévésiculeurs ATEPHOS à haute efficacité de captation”, European Filter Corporation, www.efc-belgium.be, 2007.
- [Lea2008] : Lea J. , Nickens H. , Wells M. , “Gas Well Deliquification”, Elsevier, États-Unis, 2008.
- [Le Chatelier-Brunet2005] : Le Chatelier-brunet C. , “Synthèse et caractérisation de polymères amphiphiles très hydrophobes anioniques et application au contrôle de la rhéologie de fluides complexes”, Thèse de l’Université Paris VI, 2005.
- [Leprince1998] : “Le raffinage du pétrole : procédés de transformation”, rédigé sous la coordination de Leprince P. , Éditions Technip, 1998.
- [Liné1996] : Liné A. , Masbernat L. , Soualmia A. , “Interfacial interactions and secondary flows in stratified two-phase flow”, Chemical Engineering communications, Vols. 141-142, pp.303-329, 1996.
- [Lioumbas2005] : Lioumbas J.S. , Paras S.V. , Karabelas A.J. , “Co-current stratified gas-liquid downflow—Influence of the liquid flow field on interfacial structure”, International Journal of Multiphase flow, Vol. 31, pp.869-896, 2005.
- [Liu2010] : Liu H. , Xu J. , Wu Y. , Zheng Z. , “Numerical study on oil and water two-phase flow in a cylindrical cyclone”, 9<sup>th</sup> International Conference on Hydrodynamics Shanghai, Chine, 11-15 Octobre, 2010.
- [Lucca-Negro2001] : Lucca-Negro O. , O’Doherty T. , “Vortex breakdown : a review”, Progress in Energy and Combustion Science, Vol 27 , pp.431-481, 2001.
- [Lugt1959] : Lugt H. , “Einfluss der Drallströmung auf die Durchflusszahlen genormter Drosselmessgeräte”, Thèse de l’Université de Stuttgart, 1959.
- [Lugt1979] : Lugt H. , “The Dilemma of defining a Vortex”, In Recent Developments in Theoretical and Experimental Fluid Mechanics, Springer-Verlag, New York, 1979.
- [Lugt1995] : Lugt H. , “Vortex flow in Nature and Technology”, Krieger Publishing Company, 1995.
- [Lyons1996] : Lyons W. , “Standard Handbook of Petroleum & Natural Gas Engineering”, Gulf Publishing Company, Houston, Texas, États-Unis, 1996.

- [Mackenzie1926] : Mackenzie D. , “The Migration of Symbols and Their Relations to Beliefs and Customs”, A. A. Knopf, New York, 1926.
- [Mandhane1974] : Mandhane J.M. , Gregory G.A. , Aziz K. , “A flow pattern map for gas-liquid flow in horizontal pipes”, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 1, pp.537-553, 1974.
- [Mantilla1998] : Mantilla I. , “Bubble trajectory analysis in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone separators”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 1998.
- [Marins2010] : Marins L.P.M. , Duarte D.G. , Moraes C.A.C. , Silva Freire A.P. , “LDA and PIV characterization of the flow in a hydrocyclone without an air-core”, Journal of Petroleum Science and Engineering, Vol. 70 , pp.168-176, 2010.
- [Martemaniov2004] : Martemaniov S. , Okulov V. , “On heat transfer enhancement in swirl pipe flows”, International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 47, pp.2379-2393, 2004.
- [Marti1996] : Marti S. , Erdal F. , Shoham O. , Shirazi S. , Kouba G. , “Analysis of Gas Carry-Under in Gas-Liquid Cylindrical Cyclones”, the “Hydrocyclones 1996” International Meeting, St. John College, Cambridge, Angleterre, Avril 2-4, 1996.
- [Melo2007] : Melo A.V. , Mendes J.R.P. , Serapião A.B.S. , “Intelligent supervision control for the VASPS separator”, Brazilian Journal of Petroleum and Gas, Vol. 1, pp.67-77, 2007.
- [Meriem Benziane2010] : Meriem Benziane M. , Liazid A. , Zahloul H. , Moudjeber D. , “Modélisation de l’écoulement des fluides complexes : Cas du pétrole brut”, VI<sup>èmes</sup> Journées d’Études Techniques, La mécanique et les matériaux, moteurs du développement durable, Marrakech, Maroc, 5-7 Mai, 2010.
- [Midoux2010] : Midoux N. , “Dépoussiérage-Dévésiculage”, Cours de 2<sup>ème</sup> et 3<sup>ème</sup> année à l’École Nationale Supérieure des Industries Chimiques, 2010.
- [Millington1987] : Millington B.C. , Thew M.T. , “LDA Study of Component Velocities in Air-Water Models of Steam-Water Cyclone Separators” , Third BHRA International Conference on Multiphase Flow, The Hague, Pays-Bas, 1987.
- [Mohan2004] : Mohan R. , Shoham O. , “Design and Development of Integrated Compact Multiphase Separation System (CMSS<sup>©</sup>)”, Technical progress report for the U.S. Department of Energy, 2004.
- [Mokhatab2006] : Mokhatab S. , Poe W. , Speight J. , “Handbook of Natural Gas Transmission and Processing”, Elsevier, 2006.

- [Mokhatab2007] : Mokhatab S. , “Severe slugging in a catenary-shaped riser : Experimental and simulation studies”, *Petroleum science and technology*, Vol.25, n°5-6, pp.719-740, 2007.
- [Molina2003] : Molina R. , “Wet gas separation in Gas Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC<sup>©</sup>) Separator”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 2003.
- [Motta1997] : Motta B. , Erdal F. , Shirazi S. , Shoham O. , Rhyne L. , “Simulation of single-phase and two-phase flow in gas-liquid cylindrical cyclone separators” , *ASME Fluids Engineering Division Summer Meeting*, 22-26 Juin, 1997.
- [Mouza2001] : Mouza A.A. , Paras S.V. , Karabelas A.J. , “CFD code application to wavy stratified gas-liquid flow”, *Institution of Chemical Engineers*, Vol. 79, Part A, 2001.
- [Movafaghian1997] : Movafaghian S. , “The effects of geometry, fluid properties and pressure on the hydrodynamics in gas-liquid cylindrical cyclone separators”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 1997.
- [Movafaghian2000] : Movafaghian S. , Jaua-Marturet J.A. , Mohan R.S. , Shoham O. , Kouba G. , “The effects of geometry, fluid properties and pressure on the hydrodynamics of gas-liquid cylindrical cyclone separators”, *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 26, pp.999-1018, 2000.
- [Najafi2005] : Najafi A. , Saidi M. , Sadeghipour M. , Souhar M. , “Numerical analysis of turbulent swirling decay pipe flow”, *International Communications in Heat and Mass Transfer*, Vol. 32, pp.627-638, 2005.
- [Narasimha2006] : Narasimha M. , Brennan M. , Holtham P.N. , “Large eddy simulation of hydrocyclone—prediction of air-core diameter and shape”, *International Journal of Mineral Processing*, Vol. 80, pp.1-14, 2006.
- [Natco2011] : Natco Group, “[www.c-a-m.com](http://www.c-a-m.com)”, 2011.
- [Newgrange2011] : <http://www.megalithicireland.com/Newgrange.htm>, visité le 15 Août 2011.
- [Ng2006] : Ng S.Y. , Priestman G.H. , Allen R.W.K. , “Investigation of flooding , re-entrainment and grade efficiency in axial flow cyclones”, *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 84, pp.884-894, 2006.
- [Nikhar2006] : Nikhar H. , “Flow assurance and multiphase pumping”, Thèse de Master en génie pétrolier, Texas A&M University, 2006.
- [Nissan1961] : Nissan A. , Bresan V. , “Swirling flow in cylinders”, *AIChE Journal*, Vol.7, pp.543-547, 1961.

- [Oesterlé2006] : Oesterlé B. , “Ecoulements multiphasiques : des fondements aux méthodes d’ingénierie”, Lavoisier, 2006.
- [Omarov2008] : Omarov S. , “Operational envelope for carry over for Gas-Liquid-Solid flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC<sup>©</sup>) compact separator”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 2008.
- [Oropeza-Vazquez2001] : Oropeza-Vazquez C. , “Multiphase flow separation in Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone and Gas-Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone compact separators”, Thèse de l’Université de Tulsa, 2001.
- [Othman2010] : Othman H. , “Validation and improvement of the Horizontal Pipe Separator (HPS<sup>©</sup>) model”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 2010.
- [Ould El Moctar2008] : Ould El Moctar A., Peerhossaini H. , “Thermorhéologie des fluides complexes”, Cours de Master2, École Polytechnique de l’Université de Nantes, 2008.
- [Pan2002a] : Pan L. , Hanratty T. , “Correlation of entrainment for annular flow in horizontal pipes”, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 28, pp.385-408, 2002.
- [Pan2002b] : Pan L. , Hanratty T. , “Correlation of entrainment for annular flow in vertical pipes”, International Journal of Multiphase Flow, Vol.28, pp.363-384, 2002.
- [Paras1998] : Paras S.V. , Vlachos N.A. , Karabelas A.J. , “LDA measurements of local velocities inside the gas phase in horizontal stratified/atomization two-phase flow” , International Journal of Multiphase Flow, Vol.24, pp.651-661, 1998.
- [Peckham1957] : Peckham D.H. , Atkinson S.A. , “Preliminary results of low speed wind tunnel tests on a gothic wing of aspect ratio 1.0”, British ARC CP 508, 1957.
- [Peng2005] : Peng W. , Hoffmann A. , Dries H. , Regelink M. , Stein L. , “Experimental study of the vortex end in centrifugal separators : the nature of vortex end”, Chemical Engineering Science, Vol. 60, pp.6919-6928, 2005.
- [Pérez2005] : Pérez C. , “Horizontal Pipe Separator (HPS<sup>©</sup>) : Experiments and modeling”, Thèse de l’Université de Tulsa, 2005.
- [Perrodon1985] : Perrodon A. , “Histoire des grandes découvertes pétrolières : un certain art de l’exploration”, Éditions Ophrys, 1985.
- [Petalas1998] : Petalas N. , Aziz K. , “A mechanistic model for multiphase flow in pipes”, The 49<sup>th</sup> annual technical meeting of the petroleum society of the Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum, Calgary, Alberta, Canada, 8-10 Juin, 1998.

- [Picasaweb2011] : <http://picasaweb.com>, visité le 15 Août 2011.
- [Pickering2001] : Pickering P.F. , Hewitt G.F. , Watson M.J. , Hale C.P. , “The Prediction of Flows in Production Risers - Truth & Myth?”, IIR Conference, Aberdeen, Juin, 2001.
- [Piers2005] : Piers K. , “Coping with water from oil & gas wells”, C-FER Technologies, [www.cfertech.com](http://www.cfertech.com), 2005.
- [Pisarev2011] : Pisarev J. , Hoffmann A. , Peng W. , Dijkstra H. , “Large eddy simulation of the vortex end in reverse-flow centrifugal separators”, Applied Mathematics and Computation, Vol. 217, pp.5016-5022, 2011.
- [Plaut2010] : Plaut E. , “Mécanique des Milieux Continus Solides et Fluides”, cours de 1<sup>ère</sup> année à l’École Nationale Supérieure des Mines de Nancy, 2010.
- [Poindexter2002] : Poindexter M. , Zaki N. , Kilpatrick P. , Marsh S. , Emmons D. , “Factors Contributing to Petroleum Foaming. 1. Crude Oil Systems”, Energy & Fuels, Vol. 16, pp.700-710, 2002.
- [Prosepretti2007] : Prosepretti A. , Tryggvason G. , “Computational methods for multiphase flow”, Cambridge University Press, 2007.
- [Pruvost2004] : Pruvost J. , Legrand J. , Legentilhomme P. , “Numerical investigation of bend and torus flows, Part I : Effect of swirl motion on flow structure in U-bend”, Chemical Engineering Science, Vol. 59, pp.3345–3357, 2004.
- [Ramirez2000] : Ramirez R. , “Slug dissipation in helical pipes”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 2000.
- [Raoufi2008] : Raoufi A. , Shams M. , Kanani H. , “CFD analysis of flow field in square cyclones”, Powder Technology, Vol. 191, pp. 349-357, 2008.
- [Reinoso2002] : Reinoso A. , “Design and performance of Slug Damper”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 2002.
- [Reyes-Gutiérrez2006] : Reyes-Gutiérrez M. , Rojas-Solórzano L. , Marín-Moreno J. , Meléndez-Ramírez A. , Colmenares J. , “Eulerian-Eulerian Modeling of Disperse Two-Phase Flow in a Gas-Liquid Cylindrical Cyclone”, Transactions of the ASME, Vol. 128, 2006.
- [Robinson1991] : Robinson S. , “Coherent motions in the turbulent boundary layer”, Annular Review Fluid Mechanics, Vol. 23, pp. 601-639, 1991.
- [Rocha2003] : Rocha N.O. , Khalil C.N. , Leite L.C.F. ; , Bastos R.M. , “A Thermochemical Process for Wax Damage Removal ” paper SPE 80266, presented at 2003 SPE

- [Rodriguez2004] : Rodriguez D. , Shedd T. , “Entrainment of gas in the liquid film of horizontal, annular, two-phase flow”, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 30, pp.565-583, 2004.
- [Rosa2001] : Rosa E.S. , França F.A. , Ribeiro G.S. , “The cyclone Gas-Liquid Separator : Operation and mechanistic modeling”, Journal of Petroleum Science and Engineering, Vol.32, pp.87-101, 2001.
- [Sadigzadeh1990] : Sadigzadeh A. , “Étude de l’efficacité de captation des aérosols par un lit granulaire en l’absence et en présence d’ondes acoustiques”, Thèse de l’Université de Paris II, 1990.
- [Safri2007] : Safri A. , Bouhadeh M. , “Étude du comportement rhéologique du pétrole brut de Hassi R’Mel et de l’influence de l’additif Quikflow X-2433 sur les paramètres rhéologiques”, 18<sup>ème</sup> Congrès Français de Mécanique, Grenoble, France, 27-31 Août, 2007.
- [Sagaut1998] : Sagaut P. , “Large Eddy Simulation for Incompressible Flows : An introduction”, Springer, Berlin Heidelberg, 1998.
- [Samimi2003] : Samimi M. , Breuer K. , Leal L. , Steen P. , “A Gallery of fluid motion”, Cambridge University Press, 2003.
- [Schubring2008] : Schubring D. , Shedd T.A. , “Wave behavior in horizontal annular air–water flow”, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 34, pp.636-646, 2008.
- [Scott2004] : Scott S. , Devegowda D. , Martin A. , “Assessment of Subsea Production & Well Systems”, Final Report Submitted to the U.S. Department of Interior – Minerals Management Service (MMS), Technology Assessment & Research (TA&R) Program Project Number : 424, 2004.
- [Shaban1995] : Shaban H. , “A study of foaming and carry-over problems in oil and gas separators”, Gas Separation & Purification, Vol. 9 , pp.81-86, 1995.
- [Shoham1998] : Shoham O. , Kouba G. , “State of the art of Gas/Liquid Cylindrical-Cyclone Compact-Separator Technology”, Society of Petroleum Engineers, Distinguished Author Series, 1998.
- [Shtork2008] : Shtork S.I. , Vieira N.F. , Fernandes E.C., “On the identification of helical instabilities in a reacting swirling flow”, Fuel, Vol. 87, pp.2314-2321, 2008.
- [Simmons2001] : Simmons M. , Hanratty T. , “Droplet size measurements in horizontal annular gas-liquid flow”, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 27, pp.861-883, 2001.



- [Sinaiski2007] : Sinaiski E.G. , Lapiga E.J. , “Separation of Multiphase, Multicomponent Systems”, WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, 2007.
- [Soleimani2002] : Soleimani A. , Lawrence C.J. , Hewitt G.F. , “The decay of swirl in horizontal dispersed oil-water flow”, Institution of Chemical Engineers Trans ICheme, Vol. 80, 2002.
- [Souders1934] : Souders M. , Brown G.G. , “Design of Fractionating Columns, Entrainment and Capacity”, Industrial & Engineering Chemistry, Vol.38, pp.98–103, 1934.
- [Speight2002] : Speight J.G. , “Handbook of Petroleum Product Analysis”, Wiley, Hoboken, New Jersey, 2002.
- [Sripriya2007] : Sripriya R. , Kaulaskar M.D. , Chakraborty S. , Meikap B.C. , “Studies on the performance of a hydrocyclone and modeling for flow characterization in presence and absence of air core”, Chemical Engineering Science, Vol. 62, pp.6391-6402, 2007.
- [Steenbergen1998] : Steenbergen W. , Voskamp J. , “The rate of decay of swirl in turbulent pipe flow”, Flow Measurement and Instrumentation, Vol. 9, pp.67-78, 1998.
- [Svrcek1993] : Svrcek W.Y. , Monnery W.D. , “Design two-phase separators within the right limits”, Chem. Engin. Prog., Vol.89, pp.53–60, 1993.
- [Taitel1976] : Taitel Y. , Dukler A.E. , “A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow”, AIChE Journal, Vol. 22, pp.47-55, 1976.
- [Taitel1980] : Taitel Y. , Barnea D. , Dukler A. E. , “Modeling Flow Pattern Transition for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes”, AIChE Journal, Vol. 46, pp.345-354, 1980.
- [Taitel1986] : Taitel Y. , “Stability of severe slugging”, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 12, pp.203-217, 1986.
- [Taitel1990] : Taitel Y. , Barnea D. , “Two phase slug flow”, Advances in Heat Transfer, Hartnett J.P. and Irvine Jr. T.F. ed., 20, 83-132, Academic Press, 1990.
- [Tissot1984] : Tissot B. , Welte D. , “Petroleum formation and occurrence”, Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, 1984.
- [Tocqué2008] : Tocqué E. , Travers C. , “Pétrole”, Techniques de l’Ingénieur, 2008.
- [Torres-Monzon2006] : Torres-Monzon C. , “Modeling of oil-water flow in horizontal and near horizontal pipes”, Thèse de l’Université de Tulsa, 2006.

- [Total2007a] : “Grands fonds : les gisements de l’extrême”, Collection Savoir-Faire, Total, 2007.
- [Total2007b] : “Bruts Extra-Lourds et Bitumes : des réserves pour demain”, Collection Savoir-Faire, Total, 2007.
- [Total2007c] : “Réservoirs très enfouis : de nouvelles conquêtes”, Collection Savoir-Faire, Total, 2007.
- [Total2007d] : “Tight gas reservoirs : gisements à haute valeur technologique”, Collection Savoir-Faire, Total, 2007.
- [Total2007e] : “Gaz acides : Une expertise historique”, Collection Savoir-Faire, Total, 2007.
- [Total2009] : “EOR : augmenter la récupération”, Collection Savoir-Faire, Total, 2009.
- [Total2010] : “L’exploration, production en conditions de froid extrême”, Collection Savoir-Faire, Total, 2010.
- [Tourismshikoku2011] : [www.tourismshikoku2011.com](http://www.tourismshikoku2011.com), visité le 15 Août 2011.
- [Trambouze1999] : “Le raffinage du pétrole : Matériel et équipements”, rédigé sous la coordination de Trambouze P. , Éditions Technip, 1999.
- [Triangle2011] : [www.triangle-bermudes.com](http://www.triangle-bermudes.com), visité le 15 Août 2011.
- [Truffin2005] : Truffin K. , “Simulation aux grandes échelles et identification acoustique des turbines à gaz en régime partiellement prémélangé”, Thèse de doctorat, Institut National Polytechnique de Toulouse, 2005.
- [Tue Nenu2009] : Tue Nenu R.K. , Yoshida H. , “Comparison of separation performance between single and two inlets hydrocyclones”, *Advanced Powder Technology*, Vol. 20, pp.195-202, 2009.
- [TUSTP2011] : Équipe TUSTP (Tulsa University Separation Technology Projects) de l’Université de Tulsa, “[www.tustp.org](http://www.tustp.org)”, visité le 15 Septembre 2011.
- [USDE2009] : U.S. Department of Energy, “Modern shale gas development in the United States,” Avril 2009.
- [VanDyke1988] : Van Dyke M. , “An Album of fluid motion”, The Parabolic Press, Stanford, California, 1988.
- [Veil2004] : Veil J. , Quinn J. , “Downhole Separation Technology Performance : Relationship to Geologic Conditions”, Prepared for U.S. Department of Energy National Energy Technology Laboratory under Contract W-31-109-Eng-38, 2004.

- [Versteeg1995] : Versteeg H. , Malalasekera W. , “An Introduction to Computational Fluid Dynamics : The Finite Volume Method”, Prentice Hall, 1995.
- [Wang1997] : Wang S. , “Control Strategies for Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators”, Thèse de Master de l’Université de Tulsa, 1997.
- [Wang2000] : Wang S. , “Dynamic Simulation, Experimental Investigation and Control Sytem Design of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators”, Thèse de doctorat de l’Université de Tulsa, 2000.
- [Wauquier1994] : “Le raffinage du pétrole : Pétrole brut, Produits Pétroliers, Schémas de Fabrication”, rédigé sous la coordination de Wauquier J.P. , Éditions Technip, 1994.
- [Wauquier1998] : “Le raffinage du pétrole : Procédés de séparation”, rédigé sous la coordination de Wauquier J.P. , Éditions Technip, 1998.
- [Wegner2004] : Wegner B. , Maltsev A. , Schneider C. , Sadiki A. , Dreizler A. , Janicka J. , “Assessment of unsteady RANS in predicting swirl flow instability based on LES and experiments”, International Journal of Heat and Fluid Flow, Vol. 25, pp.528-536, 2004.
- [Weske1974] : Weske D.R. , Sturov G.Y. , “Experimental study of turbulent swirled flows in a cylindrical tube”, Fluid Mechanics-Soviet Research, Vol. 3, pp.77-82, 1974.
- [Wilcox1994] : Wilcox D. , “Turbulence Modelling for CFD”, DCW Industries, 1994.
- [Willmon2005] : Willmon J.G. , Edwards M.A. , “Precommissioning to Startup : Getting Chemical Injection Right,” paper SPE 96144, presented at 2005 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas, États-Unis, 9-12 Octobre, 2005.
- [Wongwises1998] : Wongwises S. , “Effect of inclination angles and upper end conditions on the countercurrent flow limitation in straight circular pipes”, International Communications in Heat and Mass Transfer, Vol. 25, pp.117-125, 1998.
- [Yu1994] : Yu S. , Kitch O. , “General formulation for the decay of swirling motion along a straight pipe”, International Communications in Heat and Mass Transfer, Vol. 21, pp.719-728, 1994.
- [Zapke2000] : Zapke A. , Kröger D.G. , “Countercurrent gas-liquid flow in inclined and vertical ducts I : Flow patterns, pressure drop characteristics and flooding”, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 26, pp.1439-1455, 2000.
- [Zhang2003] : Zhang H. , Wang Q. , Sarica C. , Brill J. , “A unified mechanistic model for slug liquid holdup and transition between slug and dispersed bubble flows”, International Journal of Multiphase Flow, Vol. 29, pp. 97-107, 2003.



AUTORISATION DE SOUTENANCE DE THESE  
DU DOCTORAT DE L'INSTITUT NATIONAL  
POLYTECHNIQUE DE LORRAINE

o0o

VU LES RAPPORTS ETABLIS PAR :

**Monsieur Alain LINÉ, Professeur, INSA, Toulouse**

**Monsieur Christophe VIAL, Professeur, LGCB, Aubière**

Le Président de l'Institut National Polytechnique de Lorraine, autorise :

**Monsieur HREIZ Rainier**

à soutenir devant un jury de l'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE,  
une thèse intitulée :

**"Etude expérimentale et numérique de séparateurs gaz-liquide cylindriques de type cyclone."**

en vue de l'obtention du titre de :

DOCTEUR DE L'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE

Intitulé du doctorat : **"Génie des Procédés et des Produits "**

Fait à Vandoeuvre, le 01 Décembre 2011

Le Président de l'I.N.P.L.,

F. LAURENT





# Résumé

Ce travail se penche sur l'étude expérimentale et la simulation numérique du GLCC, un séparateur gaz-liquide cyclonique destiné à de l'industrie pétrolière.

Les expériences sont menées sur un pilote air-eau. Dans un premier temps, des observations visuelles ont permis de caractériser le fonctionnement du système en fonction des débits d'entrée. L'influence de la géométrie du système ainsi que des propriétés des fluides sont également considérées.

Dans un second temps, l'hydrodynamique de l'écoulement tourbillonnaire dans le séparateur est étudiée par vélocimétrie laser Doppler.

Cette étude expérimentale, en mettant l'accent sur le rôle important du filament tourbillonnaire, a permis d'expliquer pour la première fois divers aspects des écoulements tourbillonnaires turbulents. L'analyse des résultats met également en évidence les nombreuses limites du modèle théorique utilisé pour dimensionner les GLCCs.

Côté numérique, les écoulements tourbillonnaires en conduite sont étudiés par une approche CFD utilisant le code commercial Fluent 6.3. Les résultats montrent que la CFD peut reproduire correctement les écoulements tourbillonnaires monophasiques. Cependant, en diphasique, les techniques de simulation actuelles ne conviennent pas pour simuler ce type d'écoulement.

## Mots-clés

GLCC, Cyclone gaz-liquide, Écoulement tourbillonnaire, Écoulement diphasique, LDV, CFD.

# Experimental and numerical investigation of cyclone gas-liquid separators

## Abstract

This work focuses on the experimental study and numerical simulation of the GLCC, a gas-liquid cyclone separator developed for the oil industry.

The experiments are conducted on an air-water pilot. In a first step, visual observations were used to characterize the system operation according to the incoming flowrates. The influence of system's geometry and the fluid's properties are also considered.

In a second step, the hydrodynamics of the vortex flow in the separator is studied by laser Doppler velocimetry.

This experimental study, focusing on the important role of the vortex filament, allowed to explain for the first time various aspects of turbulent swirling flows. The analysis of the results also highlights the many limitations of the theoretical model used to design the GLCC.

On the numerical side, the swirling flows in pipes are studied via the CFD commercial code Fluent 6.3. The results show that CFD can correctly reproduce the single-phase vortex flow. However, for multiphase flow simulations, it is shown that the current simulation techniques are not suitable to simulate this type of flow.

## Key words

GLCC, Gas-liquid cyclone, Swirl flow, Vortex flow, Multiphase flow, LDV, CFD.