

TABLE DES MATIÈRES

RÉSUMÉ	ii
REMERCIEMENTS	iii
TABLE DES MATIÈRES.....	iv
LISTE DES FIGURES	ix
LISTE DES TABLEAUX	xv
LISTE DES SYMBOLES	xviii
CHAPITRE 1 : INTRODUCTION.....	1
1.1 Contexte et problématique.....	1
1.2 Objectif.....	2
1.3 Retombées potentielles pour l'industrie	3
1.4 Méthodologie	4
1.4.1 Volet préliminaire	4
1.4.2 Volet théorique	4
1.4.3 Volet expérimental.....	5
1.5 Plan du mémoire.....	6
CHAPITRE 2 : THÉORIE ET INFORMATIONS PERTINENTES.....	7
2.1 Matières premières	8
2.1.1 Liqueur Bayer	9
2.1.2 Boue sèche.....	11
2.1.3 Flocculant.....	12
2.1.4 Ratio solide/liquide de la boue rouge	14
2.2 Procédé Bayer	17
2.2.1 Rôle du procédé Bayer dans la production d'aluminium.....	17
2.2.2 Bauxite	18

2.2.3	Vue d'ensemble du procédé Bayer	19
2.2.3.1	Circuit principal	20
2.2.3.2	Circuit de séparation solide-liquide	23
2.2.4	Analyse du circuit des laveurs et de l'épaississeur.....	27
2.3	Séparation solide-liquide.....	35
2.3.1	Décantation	36
2.3.2	Floculation	39
2.3.2.1	Aspect électrique.....	40
2.3.2.2	Agglomération des particules.....	43
2.3.2.3	Modélisation de la floculation.....	48
2.3.2.4	Dimension fractale.....	50
2.4	Présentation des distributions granulométriques	52
2.5	CFD	55
2.5.1	Théorie	56
2.5.1.1	Équations de base de l'écoulement	56
2.5.1.2	Écoulement multiphase	57
2.5.1.3	Turbulence	59
2.5.2	Étapes de la CFD	60
2.5.3	ANSYS CFX	61
CHAPITRE 3 : PRISES DE MESURES PAR LA SONDE FBRM.....		62
3.1	Description de la sonde FBRM	62
3.2	Étude et calibration de la sonde FBRM	64
3.2.1	Équipement et échantillons.....	65
3.2.2	Ajustements de la sonde.....	66
3.2.2.1	Ajustement de la position du point focal	70
3.2.2.2	Ajustement de la vitesse, du mode et de la pondération.....	74
3.2.3	Impact du système sur la sonde FBRM	83
3.3	Paramètres utilisés pour quantifier la qualité de la floculation	85
3.3.2	Choix des variables	87
3.4	Conclusion.....	90
CHAPITRE 4 : PUIXS D'ALIMENTATION		92
4.1	Description.....	92

4.1.1	Variantes	94
4.2	Revue de la littérature.....	96
4.3	Modélisation du puits d'alimentation	101
4.3.1	Géométrie.....	101
4.3.2	Paramètres du modèle	104
4.3.3	Modèle de floculation.....	105
4.3.4	Résultats	106
4.3.4.1	Écoulement	106
4.3.4.2	Dilution.....	110
4.3.4.3	Floculation.....	111
4.3.5	Conclusion.....	114
CHAPITRE 5 : DÉVELOPPEMENT DU NOUVEAU FLOCCULATEUR.....		115
5.1	Revue des brevets.....	115
5.1.1	Brevet 4 372 851 – Multi stage flocculation treatment system.....	117
5.1.2	Brevet 4 394 270 – Apparatus for the chemical conditioning of sludges.....	118
5.1.3	Brevet 4 954 259 – Process for the treatment and purification of water by the flocculation of suspended particles in a fluidized bed.....	120
5.1.4	Brevet 5 120 436 – Liquid clarification by effecting cohesion of solids	120
5.1.5	Brevet 7 156 990 – Coagulation-flocculation apparatus	122
5.1.6	Synthèse	122
5.2	Développement du concept.....	123
5.2.1	Concept de base.....	123
5.2.2	Géométrie complète	128
5.2.3	Risques potentiels	130
5.3	Développement du premier prototype.....	134
5.3.1	Zone d'injection	135
5.3.2	Zones de détente et de fontaine	136
5.3.3	Zone de descente.....	147
5.3.4	Synthèse	147
CHAPITRE 6 : TESTS AVEC LE PREMIER PROTOYPE.....		148
6.1	Méthodologie	148

6.1.1	Montage	148
6.1.1.1	Décanteur	148
6.1.1.2	Autres éléments	150
6.1.2	Points de mesure.....	152
6.1.3	Protocole expérimental.....	153
6.1.4	Tests réalisés	154
6.2	Résultats.....	155
6.2.1	Résultats qualitatifs.....	155
6.2.2	Stabilité aux points de mesure.....	156
6.2.3	Tests de reproductibilité.....	158
6.2.4	Position de la buse	165
6.2.5	Vitesse de l'écoulement.....	167
6.2.6	Position de l'injection de flocculant	168
6.2.7	Dosage de flocculant.....	169
6.2.8	Concentration de l'alimentation.....	170
6.2.9	Synthèse	171
CHAPITRE 7 : TESTS SUR LE DEUXIÈME PROTOTYPE		173
7.1	Développement du deuxième prototype	173
7.2	Méthodologie	175
7.2.1	Points de mesure.....	175
7.2.2	Tests réalisés	176
7.3	Résultats.....	177
7.3.1	Résultats qualitatifs.....	177
7.3.2	Stabilité aux points de mesure.....	177
7.3.3	Tests de reproductibilité.....	178
7.3.4	Vitesse de l'écoulement.....	182
7.3.5	Position de l'injection de flocculant	184
7.3.6	Dosage de flocculant.....	185
7.3.7	Concentration de l'alimentation.....	186
7.3.8	Synthèse	190

CHAPITRE 8 : TESTS DE VALIDATION EN USINE.....	192
8.1 Développement du troisième prototype	192
8.1.1 Zone d'injection	193
8.1.2 Zones de détente et de fontaine	195
8.1.3 Zone de descente.....	199
8.2 Méthodologie et résultats.....	199
CHAPITRE 9 : POSSIBILITÉS EN INDUSTRIE	200
9.1 Transition à l'échelle industrielle.....	200
9.2 Alternatives.....	203
CHAPITRE 10 : CONCLUSION	209
BIBLIOGRAPHIE.....	213
ANNEXE A : MODÈLE FRACTALE DES FLOCS.....	222
ANNEXE B : MODÈLE DE TURBULENCE K-ϵ.....	228

LISTE DES FIGURES

Figure 2.1 :	Matières premières utilisées (de gauche à droite : liqueur, boue concentrée et flocculant).....	8
Figure 2.2 :	Système Z20 DIN.....	1
Figure 2.3 :	Distribution granulométrique de la boue rouge	11
Figure 2.4 :	Viscosité d'un flocculant ayant une concentration de 0.05% en fonction du taux de cisaillement pour différentes températures	13
Figure 2.5 :	Relation entre la concentration de solide, la fraction massique de solide et la densité ($\rho_s = 3260 \text{ kg/m}^3$ et $\rho_L = 1030 \text{ kg/m}^3$)	16
Figure 2.6 :	Schéma du procédé de production d'aluminium	17
Figure 2.7 :	Bauxite.....	1
Figure 2.8 :	Diagramme simplifié du procédé Bayer	22
Figure 2.9 :	Décanteur dans le procédé Bayer.....	24
Figure 2.10 :	Schéma du circuit de lavage à contre-courant des laveurs et de l'épaississeur	28
Figure 2.11 :	Alumine récupérée et ratio de dilution en fonction de la fraction solide des alimentations pour une fraction solide des sousverses de 30%.....	32
Figure 2.12 :	Alumine récupérée et ratio de dilution en fonction de la fraction solide des alimentations pour une fraction solide des sousverses de 45%.....	33
Figure 2.13 :	Alumine récupérée et ratio de dilution en fonction de la fraction solide des alimentations pour une fraction solide des sousverses de 60%.....	34
Figure 2.14 :	Types de sédimentation.....	36
Figure 2.15 :	Forces s'exerçant sur une particule en descente libre.....	1

Figure 2.16 :	Théorie de la double couche des particules.....	41
Figure 2.17 :	Forces s'exerçant entre les particules.....	42
Figure 2.18 :	Énergie potentielle en fonction de la distance entre deux particules avant et après coagulation.....	45
Figure 2.19 :	Floculation de deux particules.....	1
Figure 2.20 :	Programme de conversion de distribution granulométrique.....	1
Figure 3.1 :	Extrémité de la sonde FBRM.....	1
Figure 3.2 :	Sonde FBRM.....	63
Figure 3.3 :	Principe de mesure de la sonde FBRM.....	64
Figure 3.4 :	Équipement pour étudier la sonde.....	1
Figure 3.5 :	Distributions granulométriques de l'alumine et des billes de verre.	66
Figure 3.6 :	Particules mesurées par seconde en fonction du point focal (2 m/s, mode fine, sans pondération).....	71
Figure 3.7 :	Impact du point focal (alumine, 5% p/p, 8 m/s, mode fine, 500 RPM).....	73
Figure 3.8 :	Impact de la pondération (alumine, 5% p/p, 8 m/s, mode fine, 500 RPM).....	78
Figure 3.9 :	Impact de la vitesse du rayon laser (petites billes de verre, 5% p/p, mode fine, 500 RPM, pondération cubique, 100 canaux, répartition logarithmique).....	80
Figure 3.10 :	Impact du mode pour des particules floculées et non-floculées (boue rouge, 5% p/p, 8 m/s, 300 RPM, pondération carrée, 100 g/T, 108 canaux, répartition logarithmique).....	82
Figure 3.11 :	Impact du niveau d'agitation (boue rouge, 5% p/p, 8 m/s, mode fine).....	84
Figure 3.12 :	Impact de la concentration de la suspension (boue rouge, 8 m/s, mode fine, 500 RPM).....	84
Figure 3.13 :	Floculation dans un bécher.....	1

Figure 3.14 :	c_{200} et médiane en fonction du dosage (boue rouge, 5% p/p, 8 m/s, mode fine, 300 RPM).....	90
Figure 4.1 :	Vues de face et de dessus du puits d'alimentation conventionnel .	92
Figure 4.2 :	Puits d'alimentation avec deux entrées tangentielles.....	95
Figure 4.3 :	Puits d'alimentation avec une bordure annulaire	95
Figure 4.4 :	Puits d'alimentation avec fentes.....	96
Figure 4.5 :	Paramètres géométriques des puits d'alimentation	1
Figure 4.6 :	Puits d'alimentation du GRUSSL (gauche) et de Gove (droite) ...	103
Figure 4.7 :	Maillage du puits d'alimentation de Gove	103
Figure 4.8 :	Lignes de courant débutant à l'alimentation (gauche: GRUSSL – droite: Gove).....	107
Figure 4.9 :	Lignes de courant débutant à l'entrée de flocculant (gauche: GRUSSL – droite: Gove)	107
Figure 4.10 :	Énergie cinétique de turbulence au niveau de l'alimentation (gauche: GRUSSL – droite: Gove).....	108
Figure 4.11 :	V_{θ} à mi-chemin entre l'alimentation et la sortie (gauche: GRUSSL – droite: Gove).....	108
Figure 4.12 :	Vitesse à la sortie des puits (GRUSSL à gauche et Gove à droite)	110
Figure 4.13 :	Positions de l'injection de flocculant	112
Figure 5.1 :	Vue de face de l'invention 4 372 851	118
Figure 5.2 :	Vue de face de l'invention 4 394 270	119
Figure 5.3 :	Vue de dessus de l'invention 4 394 270	119
Figure 5.4 :	Vue de face de l'invention 4 954 259	1
Figure 5.5 :	Invention 5 120 436 (vue de dessus à gauche et vue de face à droite).....	121
Figure 5.6 :	Vue de face de l'invention 7 156 990	122

Figure 5.7 :	Vue en deux dimensions d'un écoulement plat.....	126
Figure 5.8 :	Vue en trois dimensions de la conduite d'un écoulement plat	127
Figure 5.9 :	Profil de concentration du floculant entre deux plaques séparées par 5 mm.....	128
Figure 5.10 :	Concept complet du nouveau flocculateur.....	129
Figure 5.11 :	Viscosité du floculant en fonction du cisaillement pour deux balayages de 0 à 1000 s ⁻¹ (durée = 150 secondes).....	131
Figure 5.12 :	Viscosité du floculant pour un cisaillement constant pour une durée de 300 secondes.....	132
Figure 5.13 :	Schéma de la zone d'injection	1
Figure 5.14 :	Zone de dispersion du premier prototype	1
Figure 5.15 :	Affichage du programme utilisé pour analyser les géométries.....	1
Figure 5.16 :	Lignes de courant du premier profil.....	1
Figure 5.17 :	Principaux profils considérées pour la détente et la fontaine.....	140
Figure 5.18 :	Lignes de courant du troisième profil	1
Figure 5.19 :	Agrandissement de la géométrie	1
Figure 5.20 :	De gauche à droite : lignes de courant du quatrième profil; lignes de courant du profil final; taux de cisaillement du profil final; profil final; premier prototype de la détente	1
Figure 5.21 :	Forme du profil et de la buse (y=0 correspond au centre)	146
Figure 6.1 :	Décanteur	1
Figure 6.2 :	Deux vues de face du décanteur	150
Figure 6.3 :	Schéma de la structure de l'écoulement	151
Figure 6.4 :	Remplissage du décanteur	1
Figure 6.5 :	Médiane et c ₂₀₀ pour les tests de reproductibilité.....	159

Figure 6.6 :	Distribution granulométrique aux trois points de mesure (sans pondération).....	160
Figure 6.7 :	Distribution granulométrique aux trois points de mesure (pondération carrée)	160
Figure 6.8 :	Mesure d'une particule.....	1
Figure 6.9 :	Médiane et c_{200} en fonction de la position de la buse	166
Figure 6.10 :	Médiane et c_{200} en fonction de la vitesse de l'écoulement	167
Figure 6.11 :	Médiane et c_{200} en fonction de la position du point d'injection de floculant (dosage de 55 g/t)	169
Figure 6.12 :	Médiane et c_{200} en fonction du dosage de floculant.....	170
Figure 6.13 :	Médiane et c_{200} en fonction de la concentration de l'alimentation	171
Figure 7.1 :	Système d'injection du floculant du deuxième prototype (profil à gauche et injecteur à droite)	174
Figure 7.2 :	Position des points de mesure du deuxième prototype.....	1
Figure 7.3 :	Médiane et c_{200} pour les tests de reproductibilité pour le deuxième prototype.....	179
Figure 7.4 :	Médiane et c_{200} des particules en fonction du rayon 3 cm au dessus de la sortie du profil.....	180
Figure 7.5 :	Médiane et c_{200} en fonction de la vitesse de l'écoulement pour le deuxième prototype	183
Figure 7.6 :	Médiane et c_{200} en fonction de la position du point d'injection de floculant pour le deuxième prototype	184
Figure 7.7 :	Médiane et c_{200} en fonction du dosage de floculant pour le deuxième prototype	186
Figure 7.8 :	Médiane et c_{200} en fonction de la concentration de l'alimentation pour le deuxième prototype	187
Figure 7.9 :	Distribution granulométrique en fonction de la concentration au point 5b (sans pondération)	188

Figure 7.10 :	Distribution granulométrique en fonction de la concentration au point 5b (pondération carrée).....	189
Figure 8.1 :	Profil de concentration du floculant entre deux plaques séparées par 1.5 cm.....	193
Figure 8.2 :	Injecteur de floculant pour le troisième prototype (injecteur à gauche et écoulement du floculant à droite).....	194
Figure 8.3 :	Yeux de poisson	1
Figure 8.4 :	Principaux profils considérées pour la détente et la fontaine du troisième prototype	196
Figure 8.5 :	Forme du profil du troisième prototype ($y=0$ correspond au centre)	196
Figure 8.6 :	De gauche à droite : lignes de courant; plan de la vitesse; plan du taux de cisaillement	198
Figure 8.7 :	Injection, détente et fontaine du troisième prototype.....	1
Figure 9.1 :	Profils de concentration du floculant entre deux plaques (5 cm en haut et 10 cm en bas)	201
Figure 9.2 :	Profils de concentration de solide floculé dans la conduite 25 cm après l'injection pour cinq systèmes différents.....	206
Figure 9.3 :	Zone d'injection du flocculateur suivi du puits d'alimentation.....	1
Figure A.1 :	Formation d'un floc en deux dimensions selon un motif fractal....	222
Figure A.2 :	Reprise du dernier floc de la Figure A.1.....	1

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1 : Viscosité de la liqueur et de l'eau en fonction de la température ...	10
Tableau 2.2 : Méthodes pour quantifier le ratio solide/liquide de la boue	15
Tableau 2.3 : Relations entre les variables qui quantifient le ratio solide/liquide de la boue	15
Tableau 2.4 : Composition de la bauxite.....	19
Tableau 2.5 : Caractéristiques des décanteurs.....	27
Tableau 2.6 : Conditions d'opération optimales du système laveurs-épaississeurs en fonction de la fraction solide des sousverses.....	33
Tableau 3.1 : Médianes de l'alumine et des billes de verre	66
Tableau 3.2 : Types de pondération	69
Tableau 3.3 : Position du point focal pour différentes configurations.....	72
Tableau 3.4 : Médiane et nombre de particules mesurées par seconde pour de la boue rouge selon différentes configurations (médiane : environ 5.8 μm).....	75
Tableau 3.5 : Médiane et nombre de particules mesurées par seconde pour les petites billes de verre selon différentes configurations (médiane : 5.8 μm).....	75
Tableau 3.6 : Médiane et nombre de particules mesurées par seconde pour l'alumine selon différentes configurations (médiane : 34.2 μm)	76
Tableau 3.7 : Médiane et nombre de particules mesurées par seconde pour les grosses billes de verre selon différentes configurations (médiane 240 μm).....	76
Tableau 3.8 : Concentration en solide du liquide surnageant en fonction du dosage	88
Tableau 3.9 : Classement des variables.....	89

Tableau 4.1 :	Dimensions des puits d'alimentation.....	102
Tableau 4.2 :	Paramètres des simulations.....	104
Tableau 4.3 :	Débit ascendant des deux puits à différentes hauteurs	111
Tableau 4.4 :	Floculation dans les puits d'alimentation.....	112
Tableau 4.5 :	Comparaison de différents points d'injections pour le puits d'alimentation du GRUSSL	113
Tableau 5.1 :	Liste des brevets.....	116
Tableau 5.2 :	Vitesse de sédimentation obtenue à l'aide d'un flocculant cisailé et d'un flocculant intact	133
Tableau 5.3 :	Vitesses de sortie moyennes des deux puits d'alimentation du Chapitre 4	137
Tableau 5.4 :	Caractéristiques des cinq profils de la Figure 5.17	140
Tableau 5.5 :	Équations de l'aire des cinq profils.....	141
Tableau 6.1 :	Caractéristiques de l'écoulement aux points de mesure lorsque la vitesse initiale est de 5 m/s	152
Tableau 6.2 :	Valeurs des paramètres étudiés (configuration de base en caractère gras).....	155
Tableau 6.3 :	Moyennes des écart-types des séries de lecture de médiane et de c_{200} aux points de mesure.....	156
Tableau 6.4 :	Statistiques des tests de reproductibilité.....	163
Tableau 6.5 :	Intervalles de prévision basés sur les tests de reproductibilité ...	164
Tableau 6.6 :	Synthèse des résultats obtenus.....	172
Tableau 7.1 :	Valeurs des paramètres étudiés pour le deuxième prototype (valeurs de base en caractère gras)	176
Tableau 7.2 :	Moyennes des écart-types des séries de lecture de médiane et de c_{200} aux points de mesure pour le deuxième prototype.....	177
Tableau 7.3 :	Intervalles de confiance à 95% pour des valeurs typiques provenant d'une série de 35 lectures.....	178

Tableau 7.4 : Statistiques des tests de reproductibilité du deuxième prototype.	181
Tableau 7.5 : Intervalles de prévision basés sur les tests de reproductibilité pour le deuxième prototype.....	182
Tableau 7.6 : Synthèse des résultats obtenus avec le deuxième prototype	191
Tableau 9.1 : Flocculation dans différents systèmes	206
Tableau A.1 : Caractéristiques des floccs de la Figure A.1.....	224
Tableau B.1 : Valeurs standards des constantes empiriques du modèle k- ϵ	232

LISTE DES SYMBOLES

Symbole	Description	Valeur ou unité
Lettre latine		
a	accélération	cm/s ² ou m/s ²
A	aire	m ²
A	borne inférieure de la distribution	μm
A _a	aire ajoutée par l'arc de cercle	cm ²
A _f	aire à la fin du profil	m ²
A _i	aire au début du profil	cm ² ou m ²
A _s	aire occupée par le solide	m ²
A _t	aire transversale d'une particule : $A_t = \frac{\pi d^2}{4}$	m ²
b _i	borne supérieure du canal i	μm
b _{i-1}	borne inférieure du cana i	μm
B	borne supérieure de la distribution	μm
c	concentration de solide	g/l
c _x	pourcentage des particules ayant un diamètre inférieur à x	%
C _D	coefficient de poussée	
C _i	centre du canal i	μm
C _{ε1}	constante empirique du modèle k-ε	1.44
C _{ε2}	constante empirique du modèle k-ε	1.92

C_μ	constante empirique du modèle k- ε	0.09
d	diamètre d'une particule	m
d_x	taille correspondant au pourcentage x de la distribution cumulative	μ
e	porosité du floc	
D_F	dimension fractale : $0 \leq D_F \leq 3$	
E_s	barrière énergétique	J
f	fraction solide	– ou %
f	fraction solide à la sousverse	
F_b	force d'Archimède	N
F_D	force de traînée	N
F_g	force due à la gravité	N
F_v	fraction du volume occupé par le solide	%
g	accélération gravitationnelle	9.8066 m/s ²
h	facteur	
H(x)	fonction de Heaviside : $H(x < 0) = 0$; $H(0) = 1/2$; $H(x > 0) = 1$	
k	énergie cinétique turbulente moyenne	m ² /s ²
k_1	constante empirique : $k_1 \leq \frac{4\pi}{3}$	variable
k_2	constante empirique : $k_2 = \rho_s k_1$	variable
k_3	constante empirique : $k_3 = \frac{3}{4\pi} k_1$	variable
k_4	constante empirique : $k_4 = \frac{3(\rho_s - \rho_L)}{4\pi} k_1$	variable
k_5	constante empirique : $k_5 = (\rho_s - \rho_L) k_1$	variable

l	largeur initiale du profil	4.5 cm
L	longueur du profil	cm ou m
L_p	longueur d'une particule	μm
L_m	longueur de la particule mesurée par la sonde	μm
\dot{m}	débit massique	kg/s
m_F	masse du floc	kg
m_s	masse de solide dans le floc	kg
n	nombre de données d'un échantillon	
\vec{n}	vecteur normal à la surface	
$n_{n,i}$	nombre non-pondéré pour le canal i	
$n_{p,i}$	nombre pondéré pour le canal i	
N	nombre de canaux	
O	débit massique de liquide à la surverse	kg/h
p	pression	Pa
P_i	pondération pour le canal i	
Q	débit volumique	m^3/s
r	rayon	μm , cm ou m
R	pourcentage d'alumine qui est récupérée par le système : $R = 100 \frac{O_1 y_1}{U_a x_a}$	%
RD	ratio de dilution : $RD = \frac{x_a}{y_1}$	
Re	nombre de Reynolds : $Re = \frac{\rho_L U_i d}{\mu}$	
t	taille des canaux	μm

t	temps	s
u	vitesse en abscisse	m/s
U	débit massique de liquide à la sousverse	kg/h
U_t	vitesse de descente terminale d'une particule	m/s
v	vitesse en ordonnée	m/s
v_θ	vitesse tangentielle	m/s
V	vitesse	m/s
V_f	vitesse à la fin du profil	cm/s ou m/s
V_i	vitesse au début du profil	cm/s ou m/s
V_m	vitesse moyenne	cm/s ou m/s
V_p	vitesse d'une particule	m/s
V_{pm}	vitesse pondérée par rapport au débit massique	cm/s ou m/s
V_{rl}	vitesse du rayon laser	m/s
V_s	volume de solide dans le floc	m ³
V_t	volume totale du floc	m ³
w	vitesse normale au plan x-y	m/s
x	première coordonnée cartésienne	m
x	fraction massique d'alumine dans la sousverse	
\bar{x}	moyenne arithmétique d'un échantillon	
X	variable aléatoire	
\bar{X}	variable aléatoire représentant la moyenne d'un échantillon de la variable X	
y	deuxième coordonnée cartésienne	m
y	fraction massique d'alumine dans la surverse	
z	troisième coordonnée cartésienne	m

Z variable centrée réduite

Lettre grecque

γ	ordre de la pondération : $\gamma = 0, 1, 2$ ou 3	
$\dot{\gamma}$	taux de cisaillement	s^{-1}
δ_{ij}	delta de Kronecker : $\delta_{ij}=1$ si $i=j$, et $\delta_{ij}=0$ si $i \neq j$	
ε	dissipation de l'énergie cinétique turbulente	m^2/s^3
ζ	potentiel Zeta	V
μ	viscosité dynamique	Pa-s ou cP
μ	espérance d'une population ou d'un échantillon	
μ_t	viscosité turbulente	Pa-s
ρ	densité	kg/m^3
ρ_F	densité du floc	kg/m^3
ρ_L	densité du liquide	kg/m^3
ρ_s	densité du solide	kg/m^3
σ	écart-type d'une population ou d'un échantillon	
σ_k	constante empirique du modèle k- ε	1.0
σ_ε	constante empirique du modèle k- ε	1.3
τ_{lam}	contrainte de cisaillement en régime laminaire	Pa
τ_{tur}	contrainte de cisaillement due à la turbulence	Pa
ψ	potentiel de Nerst	V

Indice

a	provient du DHR	
b	provient du lac de boue	
chiffre	provient du décanteur correspondant	
f	valeur finale	
F	floc ou fractale	
i	numéro du canal	
i	indice de sommation : $\sum_{i=1}^3$	
i	valeur initiale	
j	indice de sommation : $\sum_{j=1}^3$	
L	liquide	
p	particule ou pondéré	
s	solide	
x	taille ou pourcentage de particule	μm ou %

CHAPITRE 1

INTRODUCTION

Le projet présenté dans ce mémoire a été réalisé à l'Université du Québec à Chicoutimi (UQAC) dans le cadre d'une maîtrise en ingénierie. Il fut effectué au sein du Groupe de Recherche Universitaire en Séparation Solide-Liquide (GRUSSL) – une division du Centre de Recherche Universitaire sur l'Aluminium (CURAL) – en collaboration avec le Centre de Recherche et Développement Arvida (CRDA).

Ce premier chapitre offre une vue d'ensemble du projet et du mémoire.

1.1 CONTEXTE ET PROBLÉMATIQUE

Lors de la production d'aluminium, les raffineries utilisent le procédé Bayer afin d'extraire l'alumine de la bauxite. Ce procédé génère une grande quantité de boues rouges. Ces boues sont un mélange rougeâtre (d'où le nom) constitué d'une phase solide en suspension dans une phase liquide.

Une des étapes les plus importantes du procédé Bayer consiste à séparer ce mélange (c'est-à-dire à séparer la phase solide de la phase liquide) à l'aide d'un processus de décantation. Cependant, pour que la décantation soit efficace, il est tout d'abord nécessaire de flocculer les boues rouges. À l'heure actuelle, la floculation est effectuée dans un puits d'alimentation. Ce système, bien que fonctionnel, comporte

plusieurs faiblesses: sensibilité aux fluctuations du système, mauvais mélange entre la boue et le floculant, performances inégales, difficultés relatives à la transition à grande échelle, etc. Ces nombreuses déficiences forment la problématique industrielle qui est à la base du projet.

1.2 OBJECTIF

L'objectif du projet est présenté ci-dessous.

**Concevoir une nouvelle technologie qui permettra de mieux effectuer la
floculation d'une suspension de boues rouges**

En d'autres mots, le but est de concevoir un nouvel équipement : un flocculateur de boues rouges. Ce dernier doit remplir deux conditions.

- Produire une excellente floculation.
- Être robuste aux variations des conditions d'opérations (débit et concentration en solide de l'alimentation).

Il est également possible de définir quelques objectifs secondaires. Ils correspondent à des étapes essentielles à la réussite du projet.

- Expliquer les causes qui entraînent les faiblesses du puits d'alimentation.
- Développer un nouveau flocculateur qui corrige les faiblesses du puits d'alimentation.
- Réussir à mesurer et à quantifier les performances du nouveau flocculateur.
- Analyser l'impact des paramètres d'opérations sur les performances du nouveau flocculateur.
- Démontrer que le nouveau flocculateur est fonctionnel à l'échelle industrielle.

1.3 RETOMBÉES POTENTIELLES POUR L'INDUSTRIE

Ce projet pourrait avoir de grandes retombées pour l'industrie de l'aluminium. En effet, la floculation d'une suspension de boues rouges est l'étape initiale de la séparation solide-liquide. Elle possède donc un impact majeur sur la qualité de cette séparation. Par conséquent, une meilleure floculation permettrait d'améliorer grandement les performances de la décantation. Dans le cas spécifique du procédé Bayer, elle entraînerait trois améliorations.

- Elle améliorerait la clarté de la surverse. Les particules en suspension dans la surverse entraînent une étape de filtration, étape qui est coûteuse, limitante et souvent problématique.
- Elle augmenterait probablement la concentration en solide de la sousverse. Une boue plus dense à la sortie diminuerait les pertes coûteuses de soude caustique et d'hydrate d'alumine. De plus, cela aurait un effet au niveau environnemental bénéfique lors de la disposition des boues.
- Elle diminuerait la quantité de floculant utilisé. Le floculant coûte cher et une utilisation excessive entraîne des problèmes dans le reste du procédé.

De toute évidence, une meilleure floculation entraînerait des progrès marqués au niveau de la qualité du procédé ainsi qu'au niveau économique. Finalement, il y a un autre aspect positif à considérer : un équipement produisant une excellente floculation pourrait trouver des applications dans plusieurs autres industries.

1.4 MÉTHODOLOGIE

La démarche du projet peut être divisée en trois volets : un volet préliminaire, un volet théorique et un volet expérimental.

1.4.1 Volet préliminaire

Le volet préliminaire regroupe les étapes qui doivent être effectuées avant que le projet ne puisse réellement commencer. On y retrouve les éléments suivants.

- Une étude de la théorie pertinente.
- Une revue exhaustive de la littérature et des brevets.
- L'étude et la calibration de la sonde FBRM, qui est le principal outil de mesure du projet.
- La détermination des variables utilisées pour quantifier la qualité de la floculation.

Concrètement, le but de ce volet est d'obtenir une bonne vue d'ensemble de tous les aspects du problème et d'étudier les outils et les techniques qui sont disponibles pour le résoudre.

1.4.2 Volet théorique

Le volet théorique, quant à lui, englobe les aspects reliés à modélisation numérique d'écoulement (CFD) et au développement du nouveau flocculateur. Il se subdivise en deux parties.

La première étape vise à analyser le puits d'alimentation. Pour ce faire, une approche par modélisation CFD est utilisée. De plus, un modèle sommaire de floculation

est développé et incorporé aux simulations afin d'approfondir l'analyse. Le but de cette étape est triple. Premièrement, mettre au point un modèle simplifié de floculation, modèle qui pourra être réutilisé dans les étapes subséquentes du projet. Deuxièmement, obtenir une compréhension des mécanismes hydrodynamiques qui régissent la floculation. Troisièmement (et principalement), mettre en évidence les causes qui sont à la source des lacunes du puits d'alimentation. Ce dernier point est particulièrement important; comprendre ce qui ne fonctionne pas avec le système actuel est une étape essentielle à la conception d'un meilleur système.

La deuxième étape consiste à développer un nouveau flocculateur qui est exempt des défaillances du puits d'alimentation. La CFD est utilisée pour analyser et pour améliorer la nouvelle géométrie.

1.4.3 Volet expérimental

Le volet expérimental consiste à tester le nouveau flocculateur. Ce volet comporte lui aussi deux étapes principales.

Dans la première étape, un prototype du nouveau flocculateur est construit et installé dans un montage à échelle réduite. Ce prototype est ensuite testé sous différentes conditions d'opérations. Les tests permettent de déterminer le potentiel du nouveau flocculateur, d'étudier l'impact des paramètres d'opération sur la floculation, et enfin d'optimiser la géométrie. Une sonde FBRM est utilisée afin de mesurer la distribution granulométrique des flocs en temps réel à différents endroits dans le nouveau flocculateur. La qualité de la floculation est ensuite quantifiée à l'aide des variables sélectionnées au premier volet. Cette étape est réalisée pour deux prototypes.

La deuxième étape consiste à tester le flocculateur à une plus grande échelle. Un prototype à échelle semi industrielle est construit afin de réaliser des tests de validation en usine.

1.5 PLAN DU MÉMOIRE

Ce mémoire est divisé en dix chapitres. Le **Chapitre 1** est, bien évidemment, une présentation de l'ensemble du projet. Les sept chapitres suivants sont consacrés aux trois volets expliqués dans la section précédente.

- Le volet préliminaire est principalement présenté au **Chapitre 2** (théorie) et au **Chapitre 3** (étude de la sonde et analyse de la quantification de la qualité de la floculation). De plus, une petite partie de ce volet se retrouve dans le **Chapitre 4** (revue de la littérature) et dans le **Chapitre 5** (revue des brevets).
- Le volet théorique, quant à lui, est abordé au **Chapitre 4** (analyse du puits d'alimentation) et au **Chapitre 5** (développement du nouveau flocculateur).
- Trois chapitres sont dédiés au volet expérimental : le **Chapitre 6** (premier prototype), le **Chapitre 7** (deuxième prototype) et le **Chapitre 8** (tests de validation en usine).

Pour terminer, le **Chapitre 9** étudie la transition à l'échelle industrielle du flocculateur et suggère quelques alternatives plus simples pour l'industrie. Le **Chapitre 10** clôt le mémoire avec une brève conclusion.

Une bibliographie et deux annexes sont également incluses à la toute fin.

CHAPITRE 2

THÉORIE ET INFORMATIONS PERTINENTES

Ce chapitre vise à présenter les aspects théoriques et les données pertinentes à la réalisation du projet. Il contient les éléments suivants.

- Une description des matières premières utilisées dans le projet (liqueur Bayer, boue sèche et floculant). Cette section comprend aussi une explication des méthodes utilisées pour quantifier le ratio solide/liquide de la boue rouge.
- Une présentation du procédé Bayer, avec une emphase particulière sur les étapes de séparation solide-liquide. Une analyse plus poussée du circuit de laveurs est également incluse.
- La théorie pertinente sur la floculation et sur la décantation.
- La théorie concernant la présentation des distributions granulométriques.
- La théorie de base de la modélisation informatique d'écoulement (CFD).

Certaines informations plus poussées peuvent également être retrouvées à l'**Annexe A** (dimension fractale des floes) et à l'**Annexe B** (description du modèle de turbulence $k-\varepsilon$).

2.1 MATIÈRES PREMIÈRES

Commençons par établir quelques définitions importantes.

Boues rouges : Les boues rouges sont un mélange rougeâtre constitué d'une phase solide en suspension dans une phase liquide.

- Phase solide : résidus de la bauxite (principalement de petites particules d'oxyde de fer, avec divers composés secondaires comme du SiO_2 , du TiO_2 , etc.)
- Phase liquide : solution d'hydroxyde de sodium (NaOH, ou soude caustique) qui peut aussi contenir de l'alumine en solution.

Boue : Dans ce texte, le terme « boue » est utilisé comme un synonyme de « boues rouges » ou de « mélange solide-liquide ».

Boue sèche : La boue sèche fait référence à la phase solide des boues rouges.

Liqueur Bayer : La liqueur Bayer (ou simplement « liqueur ») fait référence à la phase liquide des boues rouges.

Floculant : Le floculant est une longue chaîne de polymère qui est utilisé pour provoquer l'agglomération des particules (voir **Section 2.3.2**).



Figure 2.1 : Matières premières utilisées (de gauche à droite : liqueur, boue concentrée et floculant)

Le volet expérimental de ce projet nécessite trois types de matières premières : de la liqueur, de la boue sèche (sous la forme d'une boue concentrée) et du flocculant. Elles sont illustrées à la **Figure 2.1**.

2.1.1 Liqueur Bayer

Tel que mentionné précédemment, la liqueur Bayer est la phase liquide des boues rouges. Elle est initialement composée d'eau et de soude caustique (NaOH), mais elle contient également de l'alumine en solution pendant la majeure partie du procédé. Le caustique y est présent sous forme de carbonate de sodium (Na_2CO_3). Le ratio de la liqueur est défini comme suit :

$$\text{Ratio de la liqueur} = \frac{\text{Concentration d'alumine (g/l)}}{\text{Concentration de caustique (g/l)}} \quad (2.1)$$

La concentration de caustique varie approximativement entre 30 et 220 g/l au cours du procédé, tandis que la concentration d'alumine varie entre 20 et 160 g/l. Le ratio, quant à lui, varie moins et se maintient généralement entre 0.5 et 0.8. D'autre part, la densité et la viscosité de la liqueur varient en fonction de la quantité de caustique et d'alumine. La densité est d'environ 1030 kg/m^3 pour une liqueur diluée et d'environ 1220 kg/m^3 pour une liqueur concentrée. La plage de valeurs de la viscosité n'est pas disponible.

L'aspect expérimental de ce projet est réalisé avec une liqueur diluée : 30 g/l de caustique, 20 g/l d'alumine, ratio de 0.7 et densité de 1030 kg/m^3 . La viscosité pourrait être approximée par celle de l'eau, mais il est préférable de la mesurer expérimentalement puisqu'elle sera utilisée dans les simulations qui suivront.

Pour ce faire, un rhéomètre **Haake RheoStress 600** fut utilisé avec un rotor et un cylindre de type **Z20 DIN** (voir **Figure 2.2**). C'est une configuration de type Searle : deux cylindres concentriques séparés par un petit espace (0.85 mm dans ce cas) avec le cylindre intérieur en rotation. Le **Tableau 2.1** présente les résultats.



Figure 2.2 : Système Z20 DIN

Tableau 2.1 : Viscosité de la liqueur et de l'eau en fonction de la température

Température (°C)	Viscosité dynamique (cP)	
	Liqueur	Eau ⁽³³⁾
25	1.29	0.90
35	1.12	0.73
60	0.84	0.47

Note : 1 cP = 10⁻³ Pa·s

Les résultats ont permis de déterminer que la viscosité ne varie pas avec le taux de cisaillement. La liqueur est donc un fluide Newtonien.

Pour terminer, la liqueur contient certaines impuretés solides. Puisque la liqueur est réutilisée, les impuretés se sont accumulées au cours des tests. La concentration en solide était de 10 mg/l au début du volet expérimental et de 100 mg/l à la fin.

2.1.2 Boue sèche

La boue sèche fait référence à la phase solide des boues rouges. Lorsqu'elle est complètement sèche, sa densité est approximativement de 3260 kg/m^3 . Ses autres caractéristiques varient en fonction du type de bauxite dont elle provient. La **Figure 2.3** illustre la distribution granulométrique d'un échantillon de boue sèche obtenu à l'aide d'un Coulter Laser. Une répartition logarithmique de 90 canaux allant de 1 à 1000 microns est utilisée. La courbe bleue représente la distribution par canal et la courbe rouge représente la courbe cumulative. Une discussion plus détaillée de la présentation des distributions granulométriques est offerte à la **Section 2.4**.

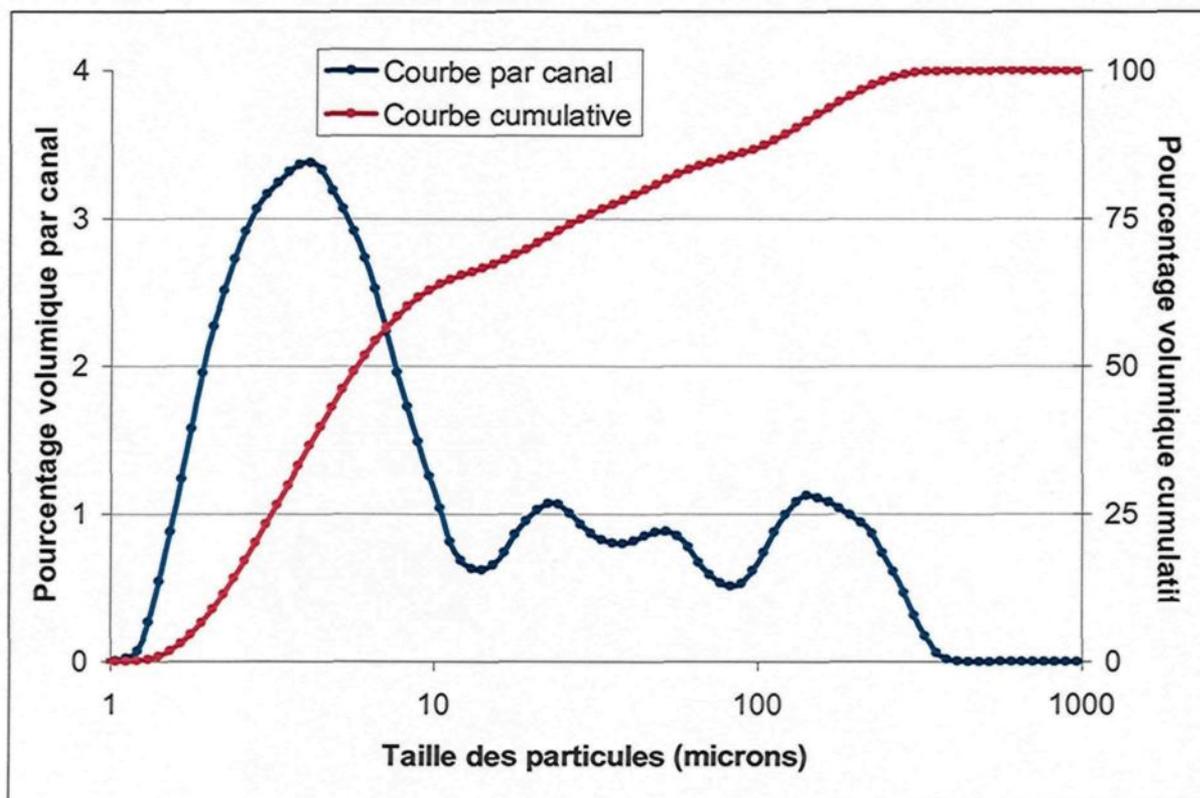


Figure 2.3 : Distribution granulométrique de la boue rouge (90 canaux, répartition logarithmique)

Pour cet échantillon, la médiane est de 5.795 microns et la moyenne est de 34.95 microns (la médiane et la moyenne sont expliquées plus en détails à la **Section 3.3**). Ce sont des valeurs typiques, mais il faut garder à l'esprit qu'elles peuvent varier considérablement d'un échantillon à un autre.

2.1.3 Flocculant

Le flocculant est un polymère à longues chaînes qui fait agglomérer les particules. Aujourd'hui, ces polymères sont presque tous d'origines synthétiques. Ils ont un poids moléculaire qui peut être supérieur à 25 millions de grammes par mole. Ils peuvent être complètement anioniques, cationiques ou non-ioniques, en passant par tous les ratios possibles. Pour le procédé Bayer, les polymères utilisés sont généralement des copolymères d'acrylamide et d'acrylate de sodium, et quelquefois des polyacrylamides. Ils sont hautement anioniques. Il y a trois variables reliées à la quantification du flocculant.

- **L'activité de flocculant.** Cette variable représente la masse de flocculant actif par volume de solution. Elle varie généralement entre 0.01 g/l et 3 g/l.
- **La concentration de flocculant.** Cette variable est une alternative à l'activité du flocculant. Elle est définie comme étant le pourcentage massique de flocculant actif dans la solution. Elle varie entre 0.001% et 0.3%. Par exemple, une concentration du flocculant de 0.05% signifie qu'il y a approximativement 0.05 g de flocculant actif par 100 ml de solution.
- **Le dosage de flocculant.** Le dosage représente la masse de flocculant actif qui est ajoutée par masse de solide. Il est exprimé en grammes de flocculant actif par tonne de boue sèche. Le dosage varie généralement entre 10 g/t et 100 g/t.

La solution de flocculant utilisée dans ce projet est obtenue en diluant du flocculant en poudre dans de la liqueur Bayer. La solution a la même densité que la liqueur (1030 kg/m^3). Sa viscosité est cependant différente, et il est nécessaire de la mesurer. La méthode est la même que pour la liqueur (**Section 2.1.1**), à la différence près que la viscosité doit être mesurée en fonction du taux de cisaillement parce que la solution de flocculant n'est pas un liquide Newtonien. Le taux de cisaillement fut varié de 0 à 1000 s^{-1} selon une fonction rampe de 150 secondes. Trois températures furent testées. La concentration du flocculant était de 0.05%. Les résultats sont illustrés à la **Figure 2.4**.

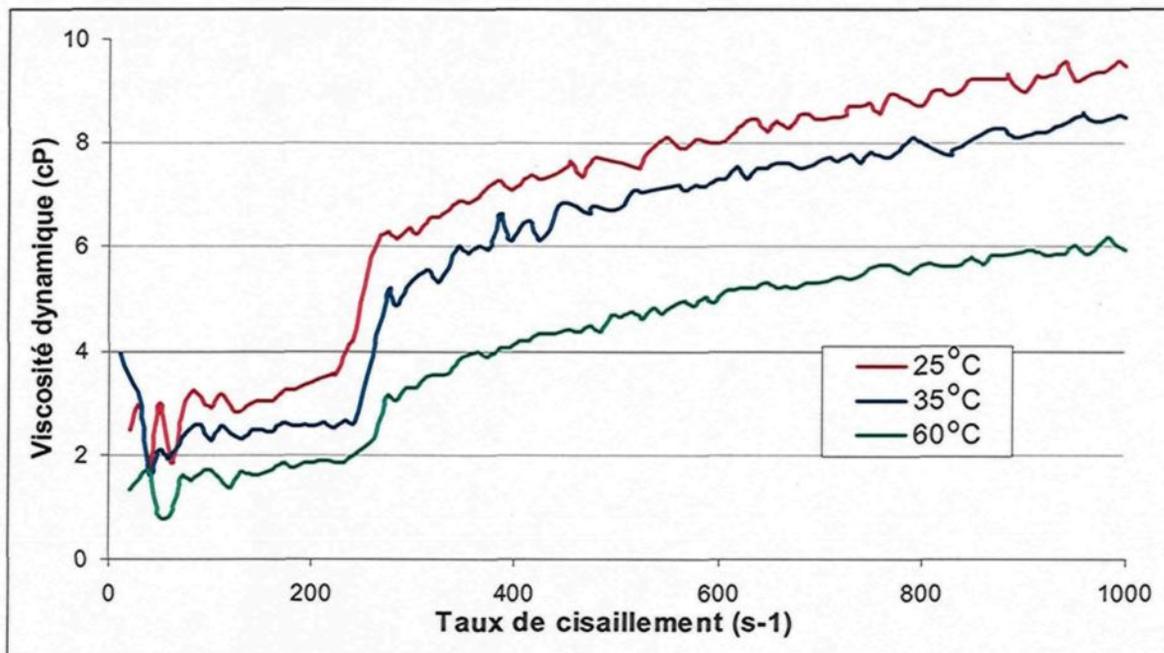


Figure 2.4 : Viscosité d'un flocculant ayant une concentration de 0.05% en fonction du taux de cisaillement pour différentes températures

Il est possible de tirer cinq choses de ce graphique. Premièrement, la viscosité de la solution de flocculant est de deux à huit fois plus élevée que celle de la liqueur. Deuxièmement, la viscosité augmente avec le cisaillement; la solution de flocculant est donc un fluide rhéoépaississant. Troisièmement, la viscosité de la solution diminue lorsque

la température augmente, un comportement très répandu chez les liquides. Quatrièmement, le floculant semble résister à un cisaillement d'au moins 1000 s^{-1} , puisqu'une rupture des chaînes entraînerait une diminution marquée de la viscosité. Finalement, la viscosité augmente rapidement et brusquement lorsque le cisaillement atteint environ 250 s^{-1} . Cette discontinuité s'explique probablement par le déploiement des chaînes de polymères. En effet, le floculant est constitué de longues chaînes qui peuvent être partiellement recroquevillées sur elles-mêmes. Il est possible qu'il existe un cisaillement limite, en l'occurrence 250 s^{-1} , pour lequel les chaînes se déploient, ce qui a pour effet d'augmenter spontanément la viscosité. Si cette hypothèse est correcte, alors le floculant devrait être plus efficace dans un milieu où le cisaillement est supérieur à 250 s^{-1} .

La courbe obtenue pour $25 \text{ }^\circ\text{C}$ peut être approximée adéquatement ($R^2 = 0.96$) par le polynôme suivant (multiplié par 10^{-3} pour exprimer la viscosité en Pa-s) :

$$\mu = 10^{-3} \left(-10^{-5} \dot{\gamma}^2 + 0.0173 \dot{\gamma} + 1.34 \right) \quad (2.2)$$

où μ = viscosité dynamique (Pa-s)

$\dot{\gamma}$ = taux de cisaillement (s^{-1})

Ce polynôme sera utilisé pour spécifier la viscosité dans les simulations.

2.1.4 Ratio solide/liquide de la boue rouge

Il y a trois paramètres qui sont largement utilisés pour quantifier le ratio solide/liquide de la boue. Ils sont listés dans le **Tableau 2.2**. À première vue, les unités de la densité et de la concentration de solide peuvent sembler identiques ($1 \text{ kg/m}^3 = 1 \text{ g/l}$). La différence est que la densité est une masse de *boue* par unité de volume tandis que la concentration est masse de *solide* (ou boue sèche) par unité de volume.

Tableau 2.2 : Méthodes pour quantifier le ratio solide/liquide de la boue

Nom	Symbole	Unité privilégiée	Définition
Densité	ρ	kg/m ³	$\rho = \frac{\text{Masse de la boue (kg)}}{\text{Volume de la boue (m}^3\text{)}}$
Concentration de solide	c	g/l	$c = \frac{\text{Masse de solide (g)}}{\text{Volume de la boue (l)}}$
Fraction massique de solide (ou fraction solide)	f	%	$f = 100 * \frac{\text{Masse de solide (kg)}}{\text{Masse de la boue (kg)}}$

Tableau 2.3 : Relations entre les variables qui quantifient le ratio solide/liquide de la boue

Paramètre connu	Paramètre désirée		
	ρ	c	f
ρ	$\rho = \rho$ <p style="text-align: center;">(2.3)</p>	$c = \frac{(\rho - \rho_L)}{(\rho_s - \rho_L)} \rho_s$ <p style="text-align: center;">(2.4)</p>	$f = \frac{100 \left(\frac{\rho - \rho_L}{\rho_s - \rho_L} \right) \rho_s}{\rho}$ <p style="text-align: center;">(2.5)</p>
c	$\rho = c + \left(1 - \frac{c}{\rho_s} \right) \rho_L$ <p style="text-align: center;">(2.6)</p>	$c = c$ <p style="text-align: center;">(2.7)</p>	$f = \frac{100c}{\left(1 - \frac{c}{\rho_s} \right) \rho_L + c}$ <p style="text-align: center;">(2.8)</p>
f	$\rho = \frac{100}{\frac{f}{\rho_s} + \frac{(100-f)}{\rho_L}}$ <p style="text-align: center;">(2.9)</p>	$c = \frac{f}{\frac{f}{\rho_s} + \frac{(100-f)}{\rho_L}}$ <p style="text-align: center;">(2.10)</p>	$f = f$ <p style="text-align: center;">(2.11)</p>

Les trois paramètres peuvent être reliés entre eux. Toutes les relations sont présentées dans les équations du **Tableau 2.3** (Équation 2.3 à l'Équation 2.11). Dans ces équations, ρ_s est la densité du solide (3260 kg/m^3) et ρ_L est la densité du liquide (1030 kg/m^3 dans ce projet).

Les variables présentées sans indice (comme ρ) font référence à la boue elle-même. Notons que ces équations ne sont pas parfaitement exactes, puisqu'elles supposent que la porosité du solide est nulle. La **Figure 2.5** présente de façon graphique la relation qui existe entre la densité, la concentration et la fraction solide.

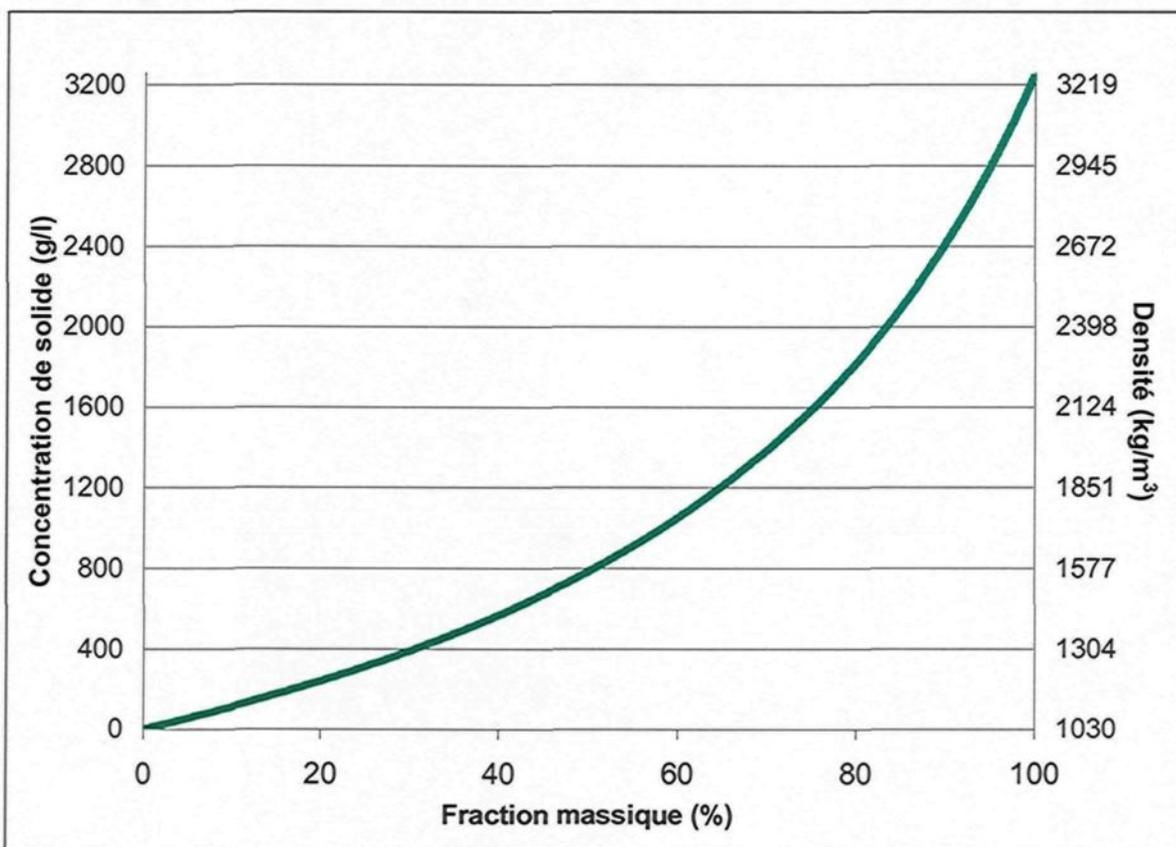


Figure 2.5 : Relation entre la concentration de solide, la fraction massique de solide et la densité ($\rho_s = 3260 \text{ kg/m}^3$ et $\rho_L = 1030 \text{ kg/m}^3$)

2.2 PROCÉDÉ BAYER

Le procédé Bayer est assez complexe. On y retrouve un grand nombre de réactions chimiques, certaines désirables et d'autres non; une large variété de pressions et de températures; une forte sensibilité par rapport à la composition initiale de la bauxite; des échangeurs de chaleurs et des détendeurs sous vide; de multiples points d'injections; une complexité significative dans les étapes individuelles; etc. Tout cela dépasse le cadre de ce résumé. Ce qui suit est un simple survol avec une emphase sur les étapes pertinentes au projet (celles reliées à la séparation solide-liquide). De plus amples détails sur le procédé sont disponibles dans la littérature⁽⁷⁾⁽²⁹⁾⁽³⁴⁾.

2.2.1 Rôle du procédé Bayer dans la production d'aluminium

La Figure 2.6 présente un schéma global du procédé de production d'aluminium.

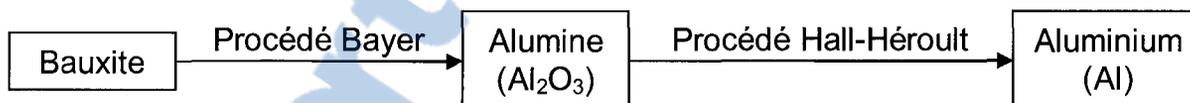


Figure 2.6 : Schéma du procédé de production d'aluminium

L'aluminium (Al) est produit par l'électrolyse (procédé Hall-Hérault) de l'alumine (Al₂O₃ ou oxyde d'aluminium).

L'alumine, quant à elle, est présente à l'état naturel. Sa principale source est la bauxite. Le rôle du procédé Bayer est simplement d'extraire l'alumine de la bauxite.

2.2.2 Bauxite

La bauxite (**Figure 2.7**) est une roche composée de différents minerais⁽²⁾ qui contient généralement entre 40% et 60% d'alumine⁽⁷⁾. L'alumine est présente sous deux formes⁽⁴⁾.

- Oxyde d'aluminium tri hydraté, $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, que l'on retrouve dans le minerai gibbsite. C'est de loin sa forme la plus abondante.
- Oxyde d'aluminium mono hydraté, $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$, que l'on retrouve dans les minerais boehmite et diaspore.



Figure 2.7 : Bauxite⁽²⁾

Le reste de la bauxite est formé de différentes impuretés. Pour la bauxite utilisée principalement au Québec, les trois principales impuretés sont listées ci-dessous en ordre d'importance⁽³⁾.

- Des oxydes de fer (goethite et hémathite).
- Des composés à base de silicium (silice et kaolinite).
- Des oxydes de titanes (anathase et rutile).

Ces substances deviendront éventuellement la phase solide des boues rouges. Notons que ce sont les oxydes de fer qui confèrent leur coloration caractéristique à la bauxite et aux boues rouges.

Le **Tableau 2.4** présente la gamme de composition de la bauxite. Notons que la composition varie considérablement d'une bauxite à l'autre.

Tableau 2.4 : Composition de la bauxite

Classification	Composé		Pourcentage massique (%)
	Minerai	Formule chimique	
Source d'alumine	Gibbsite	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	30 à 60
	Boehmite et diaspore	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$	0 à 20
Impuretés	Goethite et hémathite	Fe_2O_3	1 à 30
	Silice	SiO_2	0 à 60
	Anathase et rutile	TiO_2	2 à 10

2.2.3 Vue d'ensemble du procédé Bayer

La **Figure 2.8 (Page 22)** est une représentation simplifiée des principales étapes du procédé Bayer. Ce schéma est basé sur l'usine de Rio Tinto Alcan de Vaudreuil, mais les différences avec n'importe quelle autre usine sont minimales. Dans le schéma, les couleurs et l'épaisseur des flèches représentent respectivement les différents composés en présence et la quantité de ces composés aux entrées et sorties de chaque étape. L'épaisseur des différentes flèches est un *indicateur* de la composition relative à chaque endroit, et non une représentation quantitative du débit. En d'autres mots, une épaisseur de 5 mm ne signifie rien en soit, mais une flèche ayant une épaisseur de 5 mm côte à côte avec une flèche ayant une épaisseur de 2.5 mm signifie que la première substance est environ deux fois plus abondants que la deuxième à cet endroit.

Le diagramme considère cinq substances :

- L'alumine hydratée ($\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ ou $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$; les deux composés suivent essentiellement le même cheminement) ou l'aluminate (NaAlO_2).
- L'alumine anhydre, ou alumine non-hydratée (Al_2O_3).
- Les résidus de la bauxite (voir section **Impuretés** du **Tableau 2.4**).

- La liqueur Bayer (solution d'hydroxyde de sodium ou soude caustique ou NaOH).
- De l'eau provenant des lacs de boues.

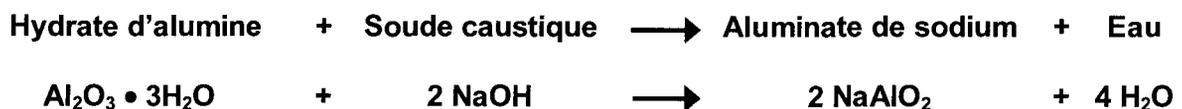
Le schéma est séparé en deux circuits qui s'entrecroisent : un circuit principal et un circuit de séparation solide-liquide.

2.2.3.1 Circuit principal

Le circuit principal est représenté par la série d'étapes horizontale présentée au haut de la **Figure 2.8**. Tout commence avec la bauxite, qui est environ moitié alumine hydratée et moitié résidus.

La première étape consiste à broyer la bauxite en petites particules.

La deuxième étape est la digestion. Dans cette étape, la bauxite broyée entre en contact avec de la liqueur sous des conditions de pression et de température élevées. Il se produit alors une réaction chimique : l'alumine est dissoute dans la liqueur selon l'équation chimique suivante :



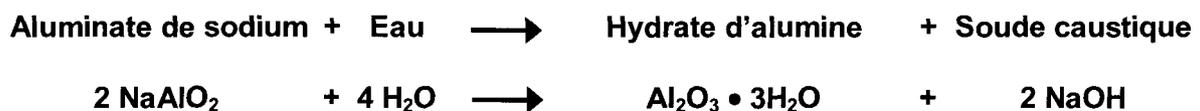
(La réalité est un peu plus complexe : la silice, et parfois d'autres composés, peuvent aussi se dissoudre, ce qui entraîne des complications dans le procédé⁽³⁴⁾.)

Le produit de la digestion est mélange solide-liquide appelé pulpe d'extraction. La phase solide contient les résidus de la bauxite tandis que la phase liquide contient de la liqueur avec l'alumine en solution. Notons que la liqueur utilisée lors de la digestion contient déjà une bonne quantité d'alumine en solution (voir schéma). Par conséquent, le mélange contient beaucoup d'alumine mais relativement peu de solide en suspension.

La troisième étape du circuit principal est aussi la première étape du circuit de séparation solide-liquide. Le but est d'isoler la partie liquide, puisqu'elle contient l'alumine. Pour ce faire, de grands décanteurs appelés DHR (Décanteur à Haut Rendement) sont utilisés. La surverse du DHR contient presque uniquement du liquide et sa sousverse contient de la boue. La surverse est acheminée vers la prochaine étape du circuit principal (la filtration) tandis que la sousverse est acheminée vers la prochaine étape du circuit de séparation solide-liquide (le premier laveur). Le principe de fonctionnement des décanteurs est expliqué plus en détails à la prochaine section.

La surverse des DHR contient très peu de solide (moins de 1 g/l), mais elle en contient trop malgré tout. Une étape de filtration est donc nécessaire pour éliminer ce qui reste. À la fin de la filtration, la concentration en solide est d'environ 0.01 g/l.

L'avant-dernière étape est la précipitation. Comme son nom l'indique, elle vise à faire précipiter l'aluminate qui est en solution dans la liqueur. La réaction est l'inverse de celle de la digestion :



La liqueur, qui contient encore un peu d'alumine en solution, est retournée à l'étape de la digestion avec la surverse du premier laveur.

L'alumine hydratée a maintenant un très haut niveau de pureté. Il ne reste plus qu'à éliminer les molécules d'eau à l'aide d'un processus de calcination. La réaction est :



L'alumine est maintenant prête pour le procédé Hall-Héroult, où elle sera utilisée pour produire de l'aluminium.

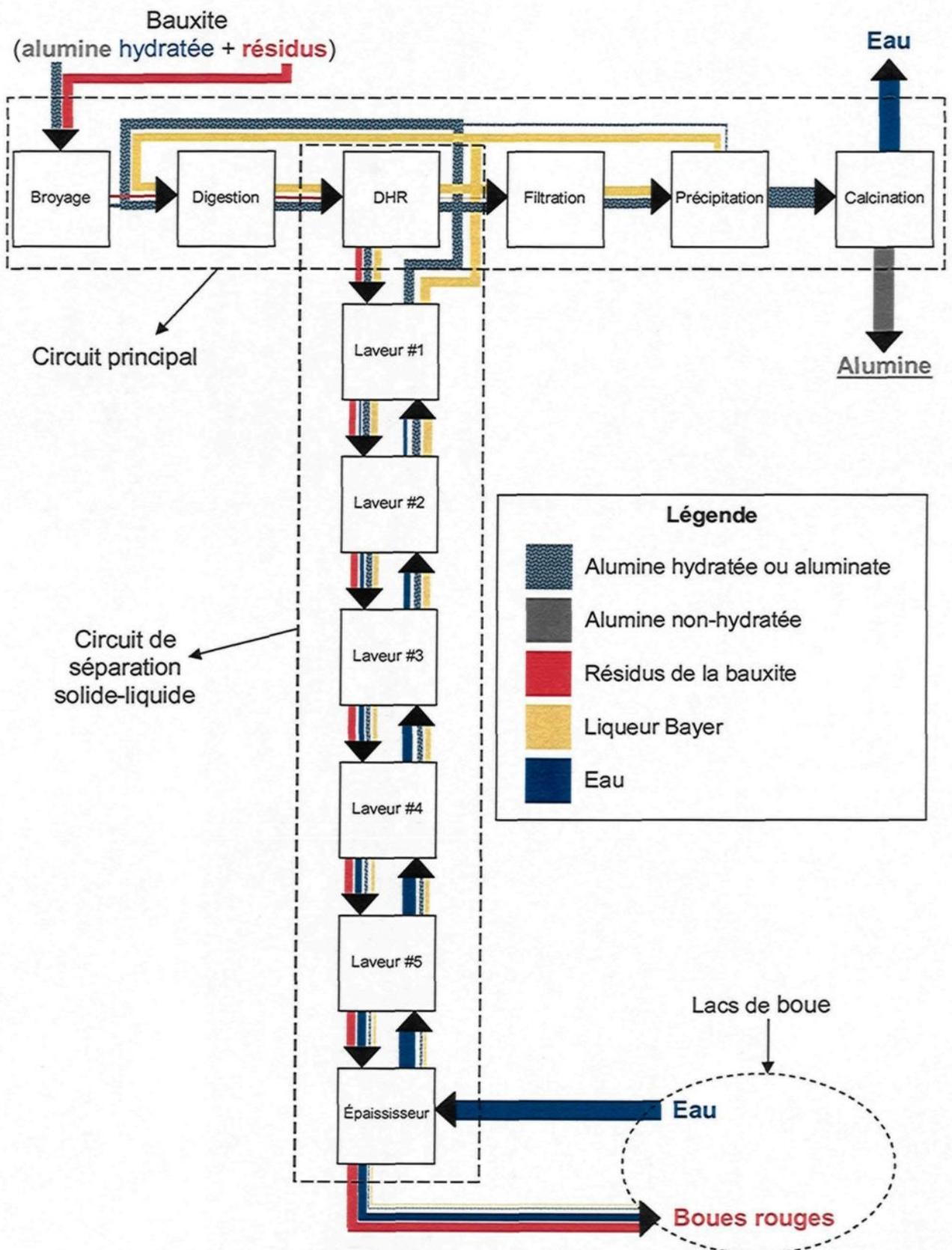


Figure 2.8 : Diagramme simplifié du procédé Bayer

2.2.3.2 Circuit de séparation solide-liquide

Le circuit de séparation solide-liquide est représenté par la série d'étapes verticale dans la **Figure 2.8**. À Vaudreuil, ce circuit est composé de sept décanteurs (le nombre exact peut varier légèrement d'une usine à l'autre).

Le schéma d'un décanteur typique est présenté à la **Figure 2.9**. Il est principalement constitué de deux parties : un puits d'alimentation et un grand bassin (techniquement, le grand bassin est le décanteur, mais dans la discussion qui suit le mot « décanteur » est utilisé pour faire référence à l'ensemble du système). Dans chaque décanteur, la boue subit une étape de floculation suivit d'une étape de décantation. Le système fonctionne comme suit.

Pour commencer, la pulpe d'extraction est acheminée vers le puits d'alimentation par le biais d'une conduite. Le floculant est injecté dans le puits, et parfois aussi dans la conduite menant au puits. C'est dans le puits d'alimentation (et parfois aussi dans la conduite) que le phénomène de floculation a lieu. Grâce au floculant, les petites particules solides s'agglomèrent (floculent) pour former de gros flocons, ou flocs. Idéalement, le puits d'alimentation est conçu de façon à ce que le profil hydrodynamique présent à l'intérieur favorise le processus de floculation. Le **Chapitre 4** est dédié à l'analyse du puits d'alimentation.

Par la suite, la boue floculée descend dans le décanteur, créant ainsi un panache. La sédimentation a lieu dans le décanteur. Les flocs se dirigent rapidement vers le fond, tandis que le liquide reste sur le dessus. Il se crée donc une démarcation : la boue se retrouve dans le bas du bassin et le liquide surnageant dans le haut. Un râteau est placé dans le fond pour épaissir le lit de boue et pour déplacer la boue vers la sortie du décanteur.

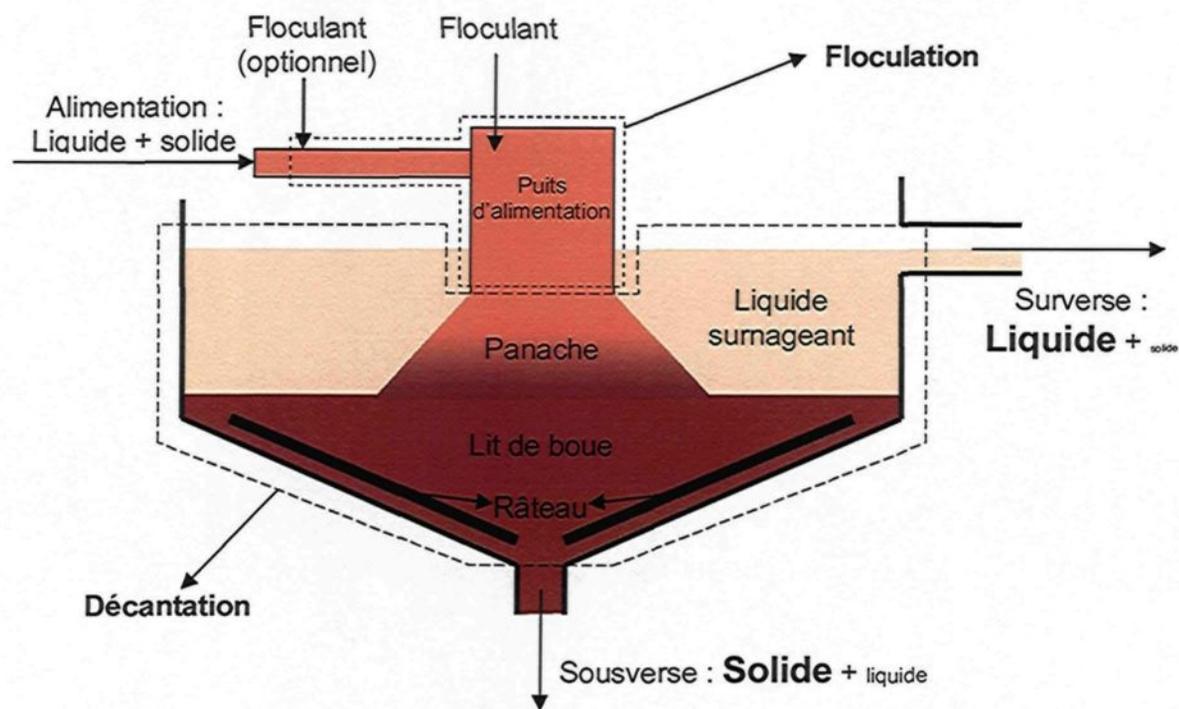


Figure 2.9 : Décanteur dans le procédé Bayer

Le résultat final est qu'un liquide ne contenant pratiquement aucun solide est récupéré au niveau de la surverse (sortie supérieure du décanteur) et une boue concentrée est récupérée au niveau de la sousverse (sortie inférieure du décanteur). Bien évidemment, le but global est d'obtenir une surverse aussi claire que possible et une sousverse aussi dense que possible. Cependant, de façon pratique, la séparation est loin d'être parfaite; de façon générale, la sousverse contient encore environ 60% de liquide. La décantation et la floculation sont expliquées plus en détails à la **Section 2.3.1** et à la **Section 2.3.2**, respectivement.

Revenons maintenant à la **Figure 2.8**. Il existe trois types de décanteurs dans le procédé Bayer.

- Le DHR (Décanteur à Haut Rendement).

- Les laveurs.
- L'épaississeur.

En réalité, les différences entre ces trois types de décanteurs sont minimes – la distinction est essentiellement basée sur leur position dans le procédé, et par conséquent sur leur rôle.

Comme nous l'avons vu, le DHR se situe le long du circuit principal; son rôle est de recevoir la pulpe d'extraction, d'en séparer les deux phases, et de transmettre la liqueur claire (et l'alumine) au reste du procédé. Sa priorité est donc la clarté de la surverse. Une sousverse dense est souhaitable, mais secondaire. La partie liquide de la sousverse des DHR contient la même concentration d'alumine et de soude caustique que la surverse. Ces deux composés (et l'alumine en particulier) ont une grande valeur monétaire, et il est donc important de les récupérer. C'est ici que les laveurs entrent en jeu.

Les laveurs (et l'épaississeur aussi, en fait) forment un circuit de lavage à contre-courant. Ils servent à récupérer l'alumine et la soude caustique rejetés à la sousverse du DHR. Tel qu'illustré à la **Figure 2.8**, une extrémité du circuit (le premier laveur) reçoit une boue contenant une grande concentration d'alumine et de soude caustique, tandis que l'autre extrémité (l'épaississeur) reçoit de l'eau provenant des lacs de boue. Le lavage à contre-courant fait en sorte que la sousverse de chaque laveur contient une plus petite concentration d'alumine et de soude caustique que celle du laveur précédent. À l'inverse, plus on se rapproche du premier laveur et plus la surverse est concentrée en alumine et en soude caustique. Le résultat net est que la majorité de l'alumine et de la soude caustique sont récupérées à la surverse du premier laveur. Cette surverse est ensuite renvoyée dans le circuit principal par le biais de la digestion. La sousverse de l'épaississeur, quant à elle, contient les résidus de la bauxite et de l'eau avec des traces

d'alumine et de soude caustique. Puisque les laveurs sont utilisés dans le cadre d'un procédé de *lavage* et non de *décantation*, leur performance au niveau de la séparation solide/liquide est un peu secondaire – la qualité de la surverse n'a pratiquement aucune importance, et une sousverse très dense, bien que souhaitable, n'est pas absolument nécessaire. Les laveurs sont analysés plus en détails à la section suivante (**Section 2.2.4**), où il sera démontré qu'une capacité de traiter une alimentation concentrée peut être un atout sous certaines circonstances.

Enfin, l'épaississeur se trouve à la fin du circuit. À toutes fins pratiques, c'est un 6^e laveur; sa seule particularité est d'être le dernier décanteur, ce qui implique que sa sousverse est acheminée vers les lacs de boue. Par conséquent, l'alumine et la soude caustique qui sortent à sa sousverse sont perdues. La priorité de ce décanteur est de limiter les pertes en produisant une boue aussi épaisse que possible.

Trois simplifications ont été utilisées dans la **Figure 2.8**. Premièrement, aucun solide n'a été inclus dans la surverse des laveurs et de l'épaississeur. Cela n'est pas exactement le cas – il y a une trace de solide dans les surverses – mais leur présence n'a aucune importance dans cette partie du procédé. Deuxièmement, le schéma représente la liqueur et l'eau séparément, tandis qu'en pratique le mélange liqueur-eau forme plutôt une liqueur diluée. Troisièmement, l'eau provenant des lacs de boue contient une petite quantité d'alumine ou de soude caustique, un détail qui fut omis afin de simplifier le schéma. S'il avait été inclus, il aurait été possible de voir que l'eau qui provient des lacs est en fait une liqueur extrêmement diluée, et il aurait également été possible de voir que les lacs opèrent comme une sorte de 7^e laveur.

Le **Tableau 2.5** présente les caractéristiques des trois types de décanteurs. Ce tableau est présenté à titre indicatif seulement; les fluctuations considérables du procédé

le rendent peu précis. De plus, il est basé l'usine de Vaudreuil, et il n'est donc pas nécessairement représentatif des paramètres d'opérations des autres usines.

Tableau 2.5 : Caractéristiques des décanteurs

Caractéristiques		Décanteurs		
		DHR	Laveurs	Épaississeur
Alimentation	Alumine (g/l)	160	30-130	20
	Soude caustique (g/l)	220	40-160	30
	Ratio	0.7	0.65-0.7	0.65
Fraction solide à la sortie (%)		35	40-45	52
Priorité		Surverse claire	- Fonctionnement adéquat - Capacité de traiter une alimentation dense	Sousverse dense

2.2.4 Analyse du circuit des laveurs et de l'épaississeur

Cette section effectue une analyse mathématique du circuit composé des laveurs et de l'épaississeur. L'objectif est de comprendre l'impact des différents paramètres sur les performances du système. L'analyse est effectuée en considérant uniquement l'alumine, mais des résultats exactement similaires seraient obtenus en considérant la soude caustique. La nomenclature employée est basée sur celle de McCabe et al⁽³¹⁾, qui présente une discussion beaucoup plus détaillé des circuits de lavage à contre-courant.

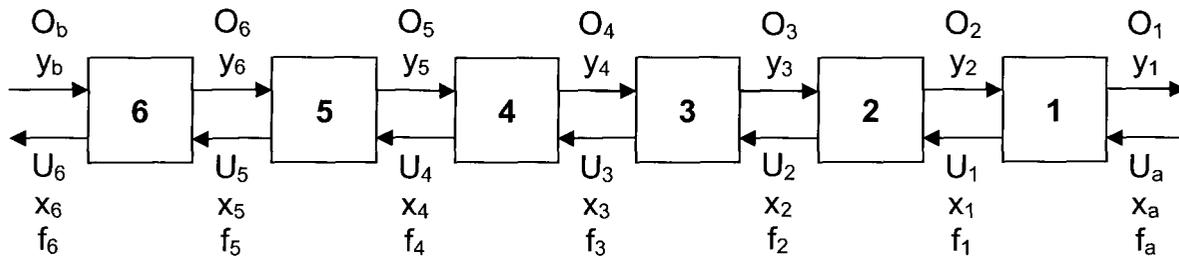


Figure 2.10 : Schéma du circuit de lavage à contre-courant des laveurs et de l'épaississeur

La **Figure 2.10** représente un schéma du circuit de lavage à contre courant. Dans ce schéma, le décanteur 1 correspond au premier laveur et le décanteur 6 correspond à l'épaississeur. Les variables sont :

U	=	débit massique de boue à la sousverse (kg/h)
O	=	débit massique de liquide à la surverse (kg/h)
x	=	fraction massique d'alumine dans la sousverse
y	=	fraction massique d'alumine dans la surverse
f	=	fraction massique de solide à la sousverse

Les indices, quant à eux, indiquent la provenance de l'écoulement :

a	=	provient du DHR
b	=	provient du lac de boue
$1 \text{ à } 6$	=	provient du décanteur correspondant

Posons maintenant quatre hypothèses simplificatrices.

- Le système est à l'équilibre.
- La surverse ne contient aucun solide.
- L'eau provenant des lacs de boue ne contient aucune alumine : $y_b = 0$.

- La fraction solide de la sousverse est identique pour tous les décanteurs à l'exception du DHR : $f_1 = f_2 = \dots = f_6$.

Les trois premières hypothèses sont très raisonnables : le circuit est généralement assez proche de l'équilibre; la concentration de la surverse est négligeable du point de vue des bilans de masse; et le peu d'alumine contenue dans l'eau provenant des lacs de boue n'a pas un impact significatif sur les calculs. La quatrième hypothèse est plus problématique pour deux raisons. Premièrement, la fraction solide à la sousverse de l'épaississeur est supérieure à celle des laveurs. Deuxièmement, en supposant que les laveurs offrent des performances égales, il serait plus plausible de faire l'hypothèse que la *concentration* de la sousverse (contrairement à la fraction solide) demeure la même. En effet, une même concentration implique que le rapport entre le volume de solide et le volume de liquide reste constant. Cela n'est *pas* le cas avec une fraction solide constante puisque la densité de la phase liquide diminue en même temps que la concentration d'alumine et de soude caustique. Malgré cela, une fraction solide constante fut choisie puisqu'elle simplifie l'aspect mathématique du problème sans introduire une erreur trop importante.

Nous pouvons maintenant poser quelques équations. Tout d'abord, le bilan de masse du $n^{\text{ième}}$ décanteur est :

$$U_{n-1} + O_{n+1} = U_n + O_n \quad n = 1 \dots 6 \quad (2.12)$$

De la même façon, le bilan d'alumine du $n^{\text{ième}}$ décanteur est :

$$U_{n-1}x_{n-1} + O_{n+1}y_{n+1} = U_nx_n + O_ny_n \quad n = 1 \dots 6 \quad (2.13)$$

Enfin, la fraction massique d'alumine aux sorties du $n^{\text{ième}}$ décanteur peut être calculée à partir des entrées :

$$x_n = y_n = \frac{U_{n-1}x_{n-1} + O_{n+1}y_{n+1}}{U_{n-1} + O_{n+1}} \quad n = 1 \dots 6 \quad (2.14)$$

L'Équation 2.12 et l'Équation 2.13 se subdivisent toutes les deux en six équations (une par décanteur) et l'Équation 2.14 se subdivise en 12 équations (deux par décanteur, une pour x_n et une pour y_n), pour un total de 24 équations.

En étudiant la **Figure 2.10**, nous voyons que le système comporte 35 variables. Il faut donc en imposer 11 pour résoudre le système. Il y a plusieurs façons d'aborder ce problème, mais la plus facile – et la plus réaliste du point de vue de l'opération – consiste à imposer les cinq entrées (f_a , x_a et U_a ; y_b et O_b) et la fraction solide de la sousverse des six décanteurs (f_1 à f_6). À l'entrée du premier laveur, il suffit d'imposer des conditions typiques à la sousverse du DHR (voir **Tableau 2.5**) : une fraction solide de 35% ($f_a = 0.35$) et une fraction massique d'alumine de 0.176 ($x_a = 0.176$, ce qui correspond à une concentration de 220 g/l). À l'entrée de l'épaississeur, nous avons supposé que la fraction massique d'alumine est nulle ($y_b = 0$). De plus, le modèle considère les six fractions solides comme identiques ($f = f_1 = f_2 = \dots = f_6$), ce qui élimine cinq variables. Il en manque seulement trois : les débits massiques des entrées (U_a et O_b) et les fractions solides à la sousverse des six décanteurs (f). Ces dernières n'ont pas de valeurs fixes; elles seront utilisées comme les variables du système. En résumé, sur les 35 variables, nous en avons imposé trois (f_a , x_a et y_b), éliminé cinq (f_1 à f_6 devient f), et gardé trois comme entré du système (U_a , O_b et f). Nous avons donc un système de 24 inconnues et 24 équations, et il est possible de le résoudre numériquement.

Pour simplifier l'analyse du système, U_a , O_b peuvent être regroupé en un seul nombre : la fraction solide des alimentations. Toutes les alimentations ont la même fraction solide, puisque toutes les sousverses ont, elles aussi, la même fraction solide.

Cette variable est directement reliée aux débits massiques des deux entrées. Plus le rapport O_b/U_a est grand (plus il y a de l'eau d'introduite dans le système), plus la fraction solide des alimentations est faibles, et vice-versa. Une alternative équivalente aurait été d'utiliser le rapport O_b/U_a comme variable, ce qui est peut-être plus pertinent du point de vue de l'opération, mais utiliser la fraction solide des alimentations donne plus d'informations sur ce qui se passe au niveau de la floculation.

Le système laveurs-épaississeur a deux objectifs : (1) récupérer le maximum d'alumine et (2) retourner une alumine aussi concentrée que possible au circuit principal. Un critère peut être associé à chaque objectif. Ensemble, ces deux critères permettent de quantifier la performance globale du système.

Le premier critère est tout simplement le pourcentage d'alumine qui est récupéré par le système. Ce paramètre est dénoté par le symbole **R**.

$$R = 100 \frac{O_1 y_1}{U_a x_a} \quad (2.15)$$

Le deuxième est le ratio de dilution **RD**, définie comme étant le rapport entre la fraction massique d'alumine à l'entrée du premier laveur et celle à la surverse du premier laveur (ou, autrement dit, le rapport entre la fraction massique d'alumine qui provient du circuit principal du procédé Bayer et celle qui est renvoyé au circuit principal).

$$RD = \frac{x_a}{y_1} \quad (2.16)$$

Un système idéal aurait $R = 100\%$ et $RD = 1$.

Les trois figures qui suivent (**Figure 2.11**, **Figure 2.12** et **Figure 2.13**) présentent le pourcentage d'alumine récupéré et le ratio de dilution en fonction de la fraction solide des

alimentations. Chaque figure correspond à une fraction solide des sousverses : 30% pour la **Figure 2.11**, 45% pour la **Figure 2.12** et 60% pour la **Figure 2.13**.

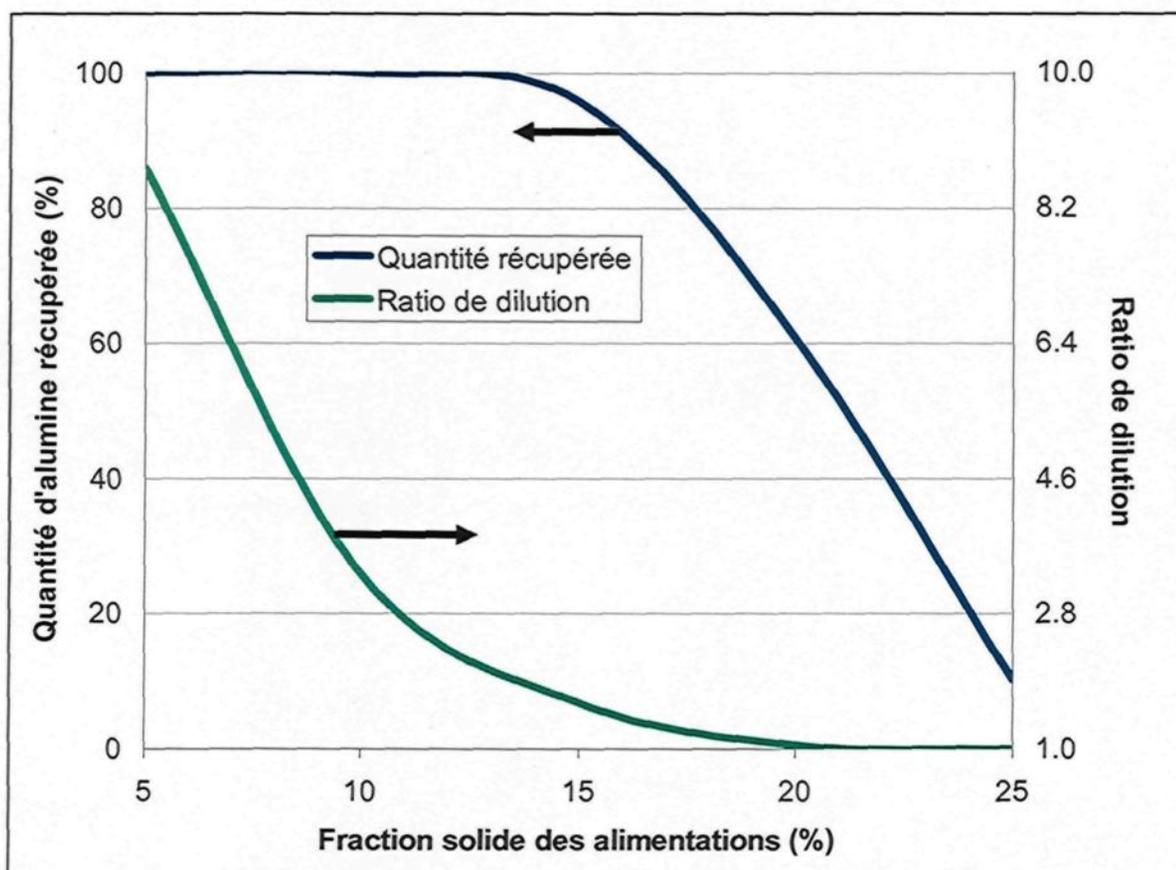


Figure 2.11 : Alumine récupérée et ratio de dilution en fonction de la fraction solide des alimentations pour une fraction solide des sousverses de 30%

Pour chaque situation, il existe un point d'opération optimal. Ce point correspond à la fraction solide des alimentations qui donne le meilleur compromis entre la quantité d'alumine récupérée et le ratio de dilution. Le concept de « meilleur compromis » est difficile à définir rigoureusement (quantitativement), mais une définition intuitive (qualitative) est suffisante pour situer approximativement le point optimal. Les trois points optimaux approximatifs sont présentés au **Tableau 2.6**.

**Tableau 2.6 : Conditions d'opération optimales du système laveurs-
épaisseurs en fonction de la fraction solide des sousverses**

Fraction solide des sousverses (%)	Fraction solide optimale des alimentations (%)	Alumine récupérée (%)	Ratio de dilution
30	15	95.6	1.61
45	25	97.3	1.33
60	37.5	98.6	1.19

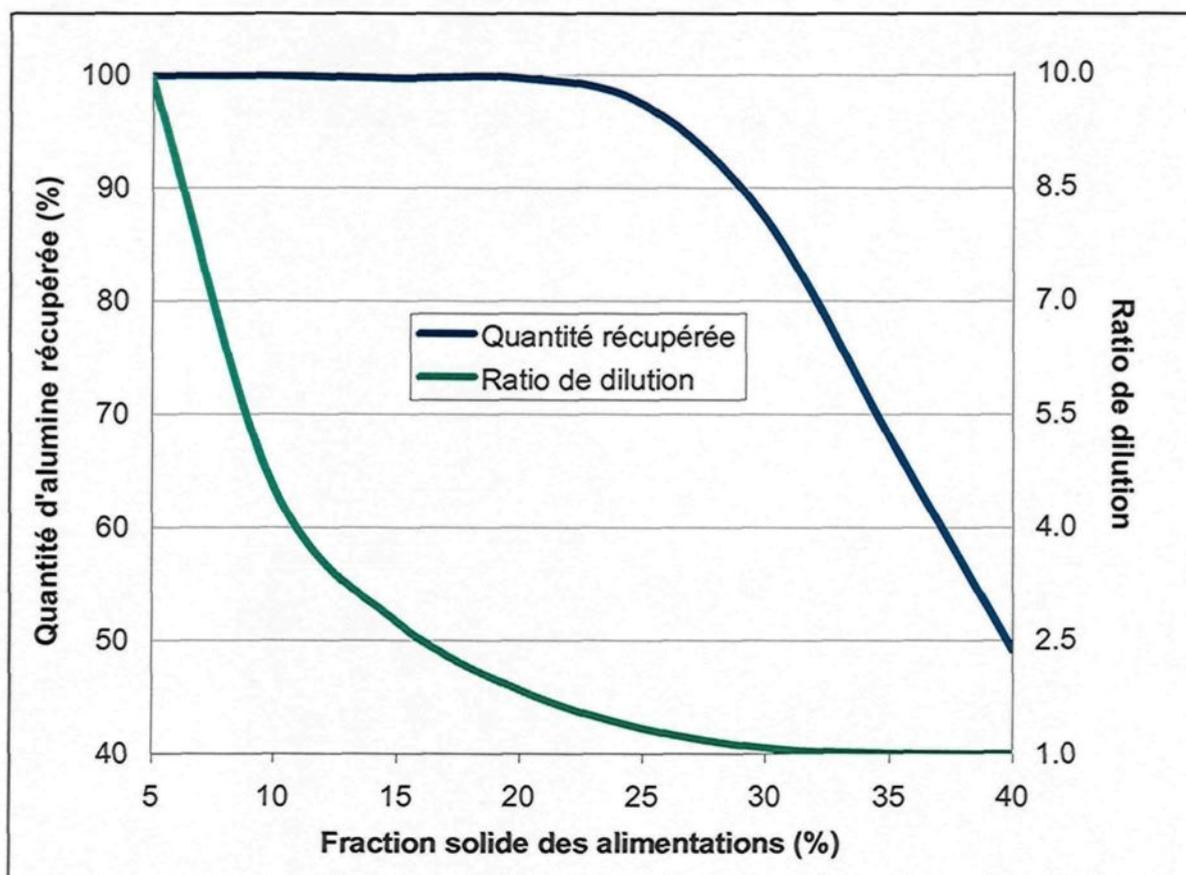


Figure 2.12 : Alumine récupérée et ratio de dilution en fonction de la fraction solide des alimentations pour une fraction solide des sousverses de 45%

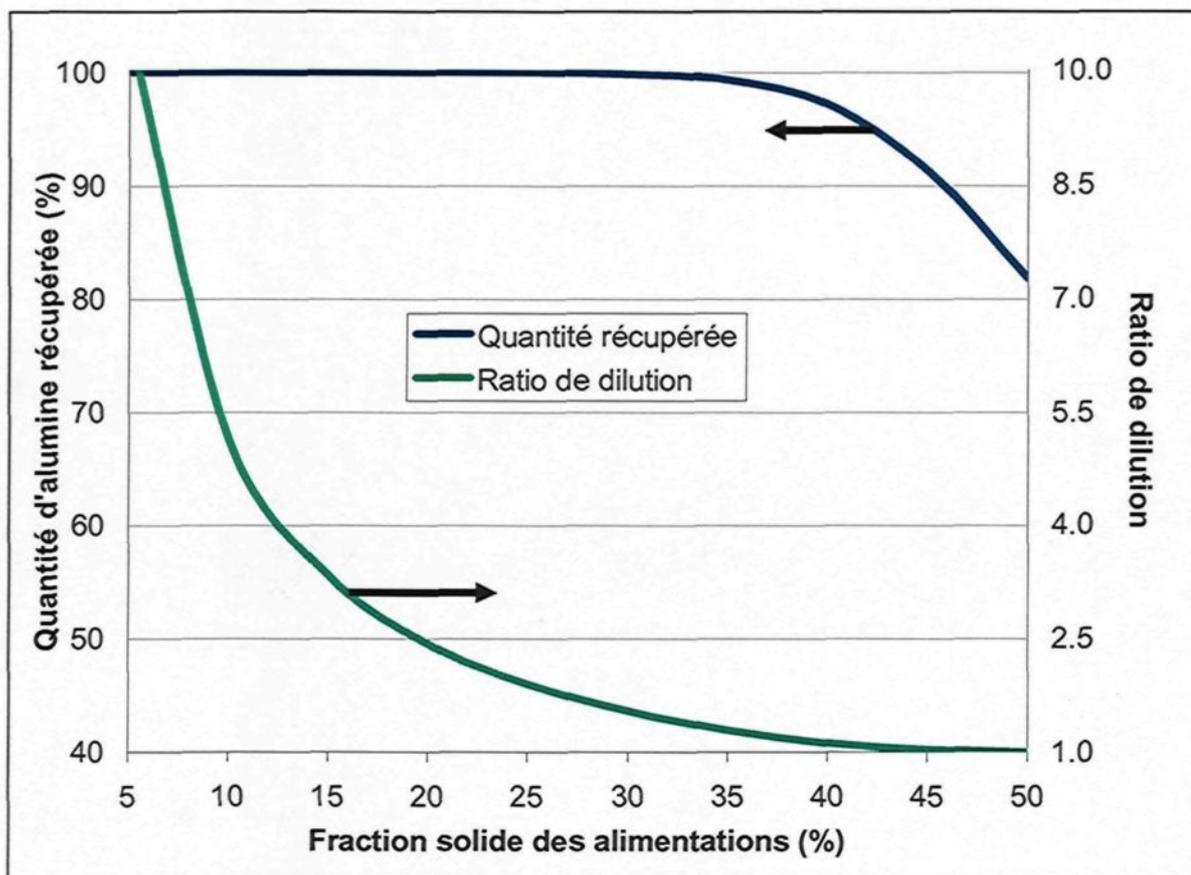


Figure 2.13 : Alumine récupérée et ratio de dilution en fonction de la fraction solide des alimentations pour une fraction solide des sousverses de 60%

Le **Tableau 2.6** montre que la performance potentielle du système augmente avec la fraction solide des sousverses – au point optimal, la valeur des deux critères s'améliore. Mais augmenter la fraction solide des sousverses cause un problème : la fraction solide des alimentations doit augmenter à son tour pour atteindre le point optimal – en fait, elle doit augmenter uniquement pour atteindre des conditions d'opérations acceptables. Pour illustrer ceci, considérons le cas où les sousverses sont à 60%. Il est alors nécessaire d'augmenter la fraction solide des alimentations jusqu'à 37.5% pour atteindre l'optimal. De plus, une fraction solide des alimentations plus basse aurait un effet catastrophique sur le

ratio de dilution : par exemple, des alimentations de 15% entraîneraient un **RD** de 3.33, ce qui est inacceptable.

Malheureusement, le puits d'alimentation actuel fonctionne mal lorsque la fraction solide de l'alimentation est élevée. Il est donc présentement impossible d'avoir à la fois une sousverse dense (ce qui requiert une bonne floculation) et une alimentation dense (ce qui empêche une bonne floculation).

La conclusion de cette analyse est que les performances des laveurs et de l'épaississeur peuvent être améliorées en augmentant la fraction solide des sousverses, mais que cette stratégie nécessite la capacité d'effectuer une bonne floculation à des fractions solides élevées. Par conséquent, un des objectifs du nouveau flocculateur est de produire une floculation de qualité même lorsque la fraction solide de l'alimentation est élevée. De façon réaliste, il est improbable que la fraction solide à la sousverse soit supérieure à 50%, ce qui correspond à une fraction solide des alimentations d'environ 30% au point optimal. Ainsi, un flocculateur idéal devrait être fonctionnel jusqu'à une concentration de 400 g/l.

2.3 SÉPARATION SOLIDE-LIQUIDE

Il existe plusieurs méthodes pour extraire la phase solide d'un mélange solide-liquide. Comme nous l'avons vu, le procédé Bayer utilise principalement un processus de décantation précédé par une étape de floculation (principalement, mais non exclusivement, puisque la filtration est aussi utilisée comme traitement de finition). Cette section présente une description de la décantation et de la floculation.

2.3.1 Décantation

Sous sa forme la plus générale, la décantation (ou sédimentation) est un processus qui utilise la gravité pour séparer deux substances de densités différentes. Dans le cadre plus spécifique du procédé Bayer, la décantation consiste à laisser reposer un mélange constitué de liquide et de petites particules solides en suspension. Sous l'effet de la gravité, les particules, qui sont plus denses que le liquide, auront tendance à se diriger vers le bas.

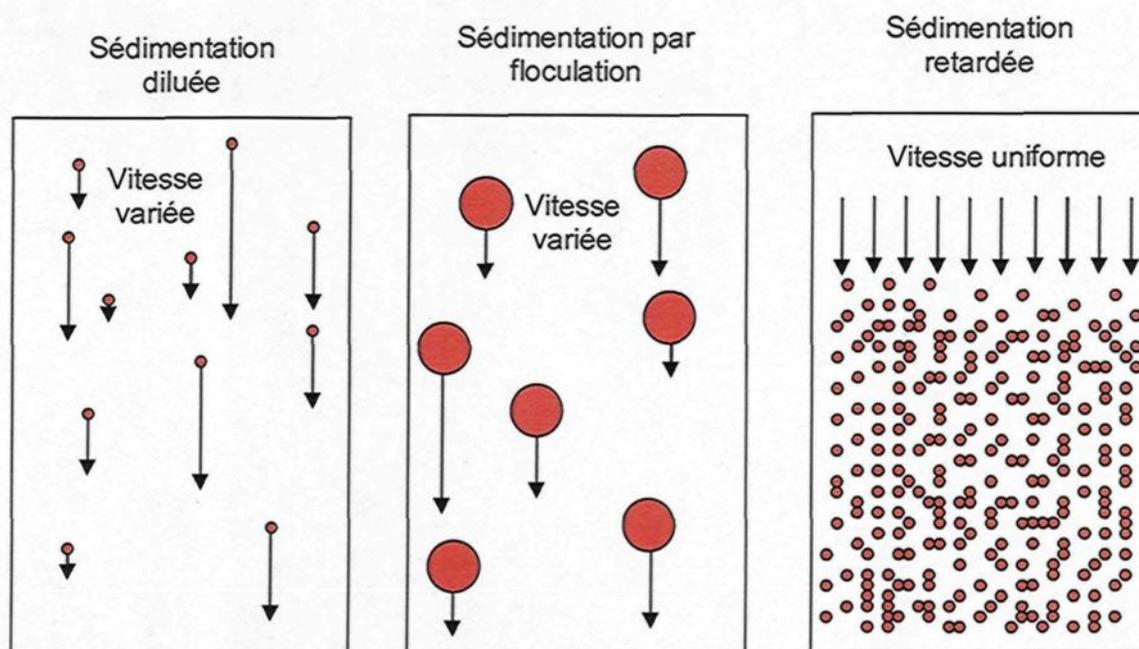


Figure 2.14 : Types de sédimentation

Il y a trois types de sédimentation (voir **Figure 2.14**).

- La sédimentation diluée.
- La sédimentation par floculation.
- La sédimentation retardée.

La sédimentation diluée se produit lorsqu'il y a peu de particules. Dans ce cas, chaque particule descend à sa propre vitesse, comme si elle était seule. La sédimentation par floculation est similaire, mais les particules ont préalablement été floculées. Enfin, la sédimentation retardée se produit lorsqu'il y a suffisamment de solide pour que les interactions particule-particule deviennent significatives. Dans ces conditions, la vitesse de chute des particules est la même. Le procédé Bayer utilise la sédimentation retardée.

Pour les deux premiers types de sédimentation, la vitesse de chute des particules peut facilement être estimée. Considérons un cas idéalisé : une seule particule sphérique ayant une densité uniforme en chute libre dans un grand bassin de liquide au repos. Trois forces s'exercent sur cette particule (voir **Figure 2.15**) :

- La gravité (F_g)
- La poussée d'Archimède (F_b)
- La traînée exercée par le liquide (F_d)

Lorsque la particule a atteint sa vitesse de chute terminale U_t , alors les forces sont à l'équilibre :

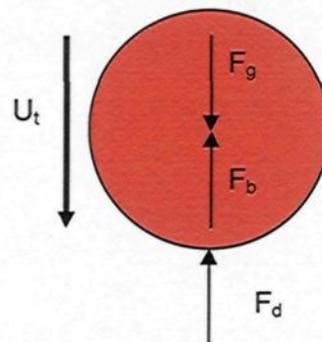


Figure 2.15 : Forces s'exerçant sur une particule en descente libre

$$\sum F = -F_g + F_b + F_d = ma = 0 \quad (2.17)$$

Ce qui devient⁽³³⁾ :

$$0 = -\rho_s \frac{\pi d^3}{6} g + \rho_L \frac{\pi d^3}{6} g + \frac{1}{2} C_D \rho_L U_t^2 A_t \quad (2.18)$$

A_t = aire transversale de la particule (m^2) : $A_t = \pi d^2/4$

C_D = coefficient de traînée

- d = diamètre de la particule (m)
 g = accélération gravitationnelle (9.8066 m/s²)
 U_t = vitesse de chute terminale de la particule (m/s)

Quand le nombre de Reynolds (**Re**) est inférieur à 1, le coefficient de traînée peut être approximé par l'équation suivante⁽³³⁾ :

$$C_D = \frac{24}{Re} \text{ lorsque } Re < 1 \quad (2.19)$$

Dans ce contexte, le nombre de Reynolds est défini comme suit :

$$Re = \frac{\rho_L U_t d}{\mu} \quad (2.20)$$

En substituant l'**Équation 2.19** et l'**Équation 2.20** dans l'**Équation 2.18** et en isolant U_t, nous obtenons :

$$U_t = \frac{gd^2(\rho_s - \rho_L)}{18\mu} \quad (2.21)$$

Des corrections pour les différentes simplifications utilisées lors de la dérivation de l'**Équation 2.21** peuvent être trouvées dans la littérature⁽³⁵⁾⁽⁴¹⁾. Cette équation est valide uniquement pour un cas idéalisé de sédimentation diluée ou de sédimentation par floculation. Elle n'est pas applicable à la sédimentation retardée (et elle n'est donc pas applicable au procédé Bayer) puisque les interactions particules-particules y sont importantes. Cela étant dit, l'**Équation 2.21** met néanmoins en évidence deux relations qui, à défaut d'être rigoureusement exactes, sont malgré tout extrêmement importantes.

$$U_t \propto d^2 \quad (2.22)$$

$$U_t \propto (\rho_s - \rho_L) \quad (2.23)$$

La vitesse de chute d'une particule est proportionnelle au *carré* de son diamètre. C'est pour cette raison que la floculation est si efficace et si importante – l'augmentation du diamètre résulte en une augmentation très importante de la vitesse de chute des particules. Cependant, la vitesse de chute est également proportionnelle à la différence de densité entre la particule et le liquide. Comme nous le verrons à la **Section 2.3.2.4**, la densité des agglomérats diminue avec leur taille. Il doit donc exister une taille optimale – une taille pour laquelle le produit $d^2(\rho_s - \rho_L)$ atteint est maximum. Nous pouvons résumer en disant que :

- Une bonne floculation est caractérisée par la production de particules qui sont à la fois grosses *et* denses.
- Il existe une taille optimale pour les floes.

2.3.2 Floculation

La floculation est un processus physico-chimique par lequel les particules s'agglomèrent pour former des flocons, ou floes. Tel qu'expliqué à la section précédente, l'avantage est que la sédimentation de grosses particules est beaucoup plus rapide que celle de petites particules.

2.3.2.1 Aspect électrique

Pour comprendre le principe de la floculation, il est nécessaire de comprendre l'aspect électrique des particules en suspension. Le modèle le plus accepté est celui de la double couche de Stern⁽⁴⁸⁾. Il est illustré à la **Figure 2.16**.

Tout premièrement, les particules dans une suspension de boues rouges sont chargées négativement (en fait, les particules de la grande majorité des suspensions sont chargées négativement⁽⁴⁶⁾). Selon la théorie de la double couche, la surface des particules est recouverte par deux couches successives de charges électriques.

La première, appelée *couche de Stern*, coïncide avec la surface de la particule; c'est une charge de surface. Elle est constituée d'ions positifs qui ont été attirés par la charge négative de la particule et qui neutralisent partiellement cette dernière.

La deuxième, appelée *couche diffuse*, est située immédiatement autour de la particule. Elle est parfois appelée couche de Gouy. Elle contient un peu plus d'ions positifs que d'ions négatifs.

Ensemble, les deux couches neutralisent complètement la charge négative de la particule. Elles ont une épaisseur de l'ordre de 10 nanomètres⁽⁴⁸⁾, et elles se déplacent avec la particule même si elles sont composées de fluide. En ce sens, il est incorrect de considérer la particule comme une simple boule de matière suspendue dans l'eau – en réalité, c'est une entité complexe constitué de solide, d'ions et de fluide. La deuxième couche se termine par ce qui est appelé le *plan de cisaillement*. Ce plan représente la limite entre le fluide attachée à la particule et le fluide mobile par rapport à la particule. Finalement, après la couche diffuse, il y a le liquide extérieur. Il est globalement neutre.

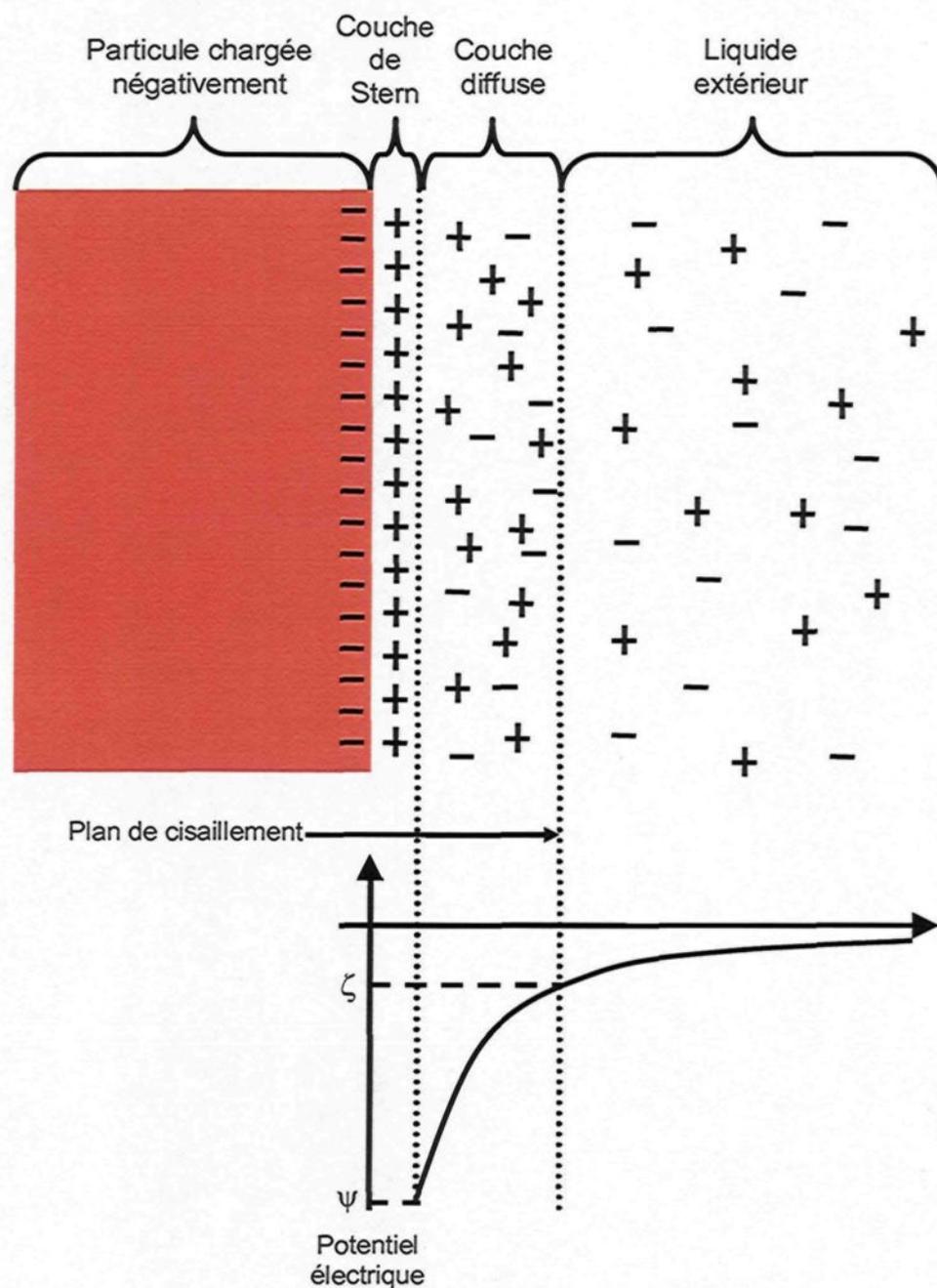


Figure 2.16 : Théorie de la double couche des particules

Le potentiel électrique au voisinage de la particule est représenté à la **Figure 2.16**.

Le potentiel présent dans le liquide extérieur est pris comme référence (le voltage loin de

la particule est défini comme étant nul). La figure montre que le potentiel électrique diminue de façon approximativement exponentielle en s'éloignant de la particule⁽⁵⁰⁾. Il y a deux valeurs qui sont particulièrement intéressantes.

- Le potentiel de Nerst est le potentiel que l'on retrouve à la surface de la particule, ou à la limite de la couche de Stern (le schéma peut donner une mauvaise impression; il ne faut pas oublier que la première couche coïncide avec la surface). Il est représenté par le symbole ψ .
- Le potentiel Zeta⁽¹³⁾⁽⁵⁵⁾ est le potentiel que l'on retrouve au plan de cisaillement, ou à la limite de la couche diffuse. Il est représenté par le symbole ζ .

Théoriquement, le potentiel de Nerst est plus intéressant, puisqu'il représente le potentiel de la particule elle-même. Dans la pratique, cependant, le potentiel Zeta est plus facile à mesurer, et il est donc beaucoup plus utilisé.

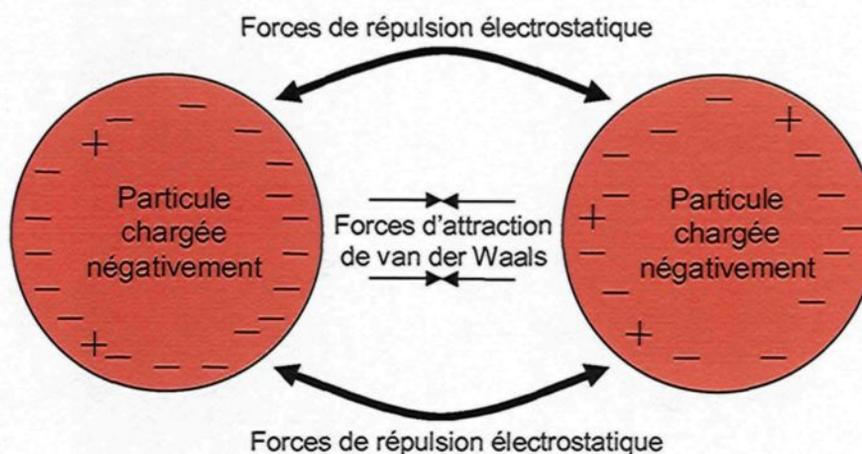


Figure 2.17 : Forces s'exerçant entre les particules

La Figure 2.17 représente les deux types de forces qui s'exercent entre les particules.

- Les forces de répulsion électrostatique. Puisque les particules sont toutes chargées négativement, elles se repoussent mutuellement. Ces forces sont quantifiées à l'aide des potentiels Nerst et Zeta : plus ils sont élevés, plus les particules sont chargées et plus elles se repoussent.
- Les forces d'attraction de van der Waals. Ces forces tendent à rapprocher les particules.

Les forces de répulsion sont généralement moins fortes que les forces de van der Waals, mais elles ont une portée qui est beaucoup plus grande : environ 300 nm comparativement à 5 ou 10 nm⁽⁵¹⁾ pour les forces de van der Waals. Par conséquent, les forces de répulsion sont dominantes dans une suspension normale. Elles assurent la stabilité de la suspension en empêchant les particules de se rapprocher suffisamment pour que les forces de van der Waals deviennent dominantes, ce qui provoquerait l'agglomération des particules.

2.3.2.2 Agglomération des particules

Un corollaire important de ce qui vient d'être dit est que si des particules viennent en contact, les forces de van der Waals vont devenir dominantes et les *garder* en contact. Ainsi, provoquer l'agglomération de particules revient à trouver une façon de les mettre en contact.

Ce raisonnement peut être expliqué de façon plus rigoureuse. La moitié gauche de la **Figure 2.18 (Page 45)** illustre l'énergie potentielle entre deux particules en fonction de la distance qui les sépare. L'énergie potentielle est définie comme étant l'énergie nécessaire pour rapprocher deux particules initialement séparées par une distance infinie

jusqu'à une distance donnée. Si nous regardons l'évolution de l'énergie résultante de deux particules qui sont initialement séparées par une distance infinie et qui se rapprochent, nous voyons qu'elle traverse trois étapes.

- Elle est initialement nulle et elle augmente progressivement. Les forces de répulsion électrostatique sont dominantes et le système doit absorber de l'énergie externe pour que les particules puissent se rapprocher.
- Elle atteint éventuellement un plateau : la barrière énergétique E_s , qui correspond à l'énergie potentielle maximal du système. Le potentiel Zeta est souvent utilisée comme une mesure indirecte de E_s .
- Elle diminue jusqu'à ce que les particules entrent en contact. Dans cette étape, les forces de van der Waals sont dominantes; les particules vont se rapprocher d'elles-mêmes et le système libère de l'énergie. De façon générale, l'énergie potentielle finale est négative et deux particules en contact possèdent donc *moins* d'énergie que deux particules séparées par une distance infinie.

Ainsi, mettre les particules en contact revient à trouver une façon de vaincre la barrière énergétique. Il y a trois méthodes pour accomplir ceci⁽⁵¹⁾.

La première est tout simplement l'*agitation mécanique*. La suspension est agitée et l'énergie cinétique de deux particules qui se rapprochent est quelquefois suffisante pour surmonter la barrière énergétique. L'agitation mécanique est adéquate dans certains cas, mais elle est généralement utilisée en conjonction avec une autre technique.

La deuxième consiste à ajouter différentes substances (des ions métalliques ou des coagulants organiques) dans la suspension pour neutraliser la charge des particules. Cette méthode s'appelle *coagulation*. Les termes coagulation et floculation sont souvent utilisés comme synonymes, mais ils ne signifient pas la même chose; la coagulation fait

spécifiquement référence à une agglomération directe des particules résultant de la réduction des forces de répulsion électrostatique par l'ajout d'aditifs. Elle est illustrée à la **Figure 2.18**, où il est possible de voir que la diminution des forces de répulsion élimine (ou, du moins, diminue) la barrière énergétique, rendant ainsi les forces de van der Waals dominantes.

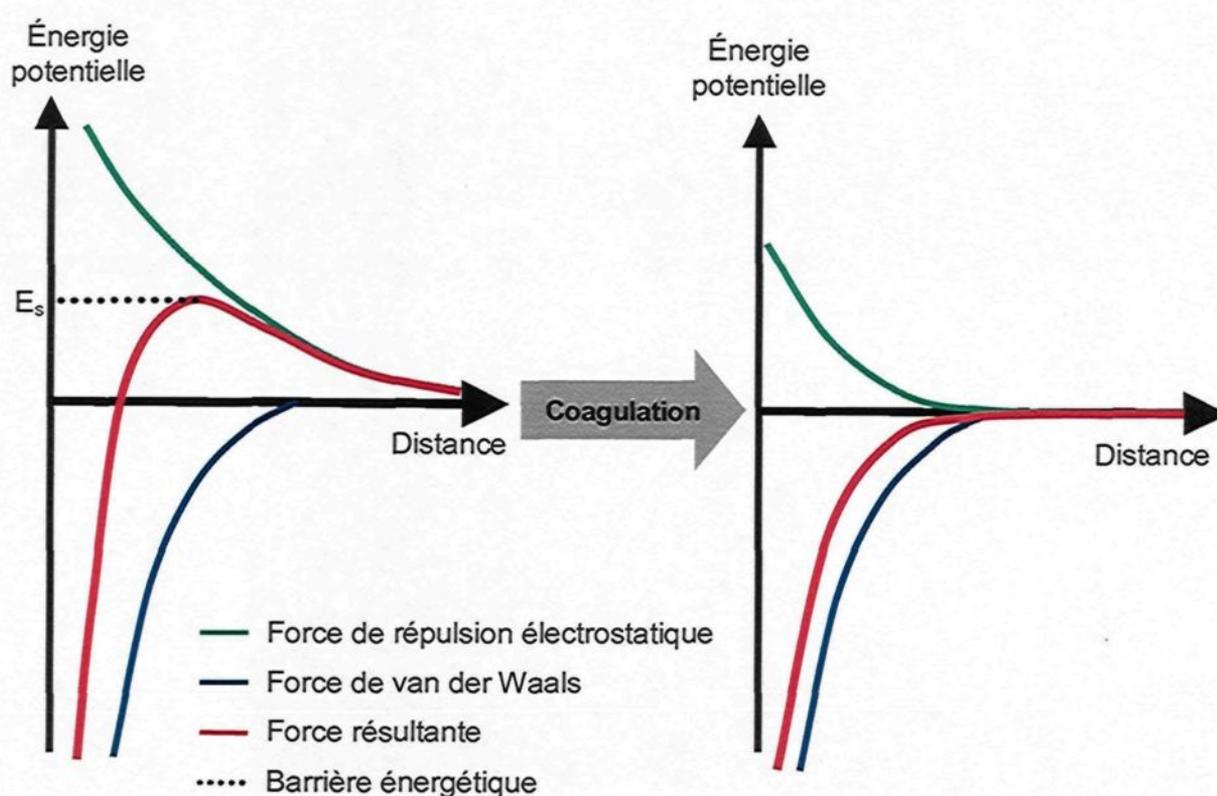


Figure 2.18 : Énergie potentielle en fonction de la distance entre deux particules avant et après coagulation

En pratique, il n'est pas nécessaire de complètement éliminer la barrière énergétique pour que la coagulation s'effectue; réduire le potentiel Zeta jusqu'à -5 mV ou même -10 mV est suffisant⁽⁴⁸⁾. Une fois la barrière énergétique suffisamment abaissée, la

coagulation sera provoquée par la collision entre deux particules. Ces collisions peuvent se produire de trois façons.

- Par la sédimentation différentielle; la vitesse de chute des particules varie en fonction de leur taille (**Équation 2.21**), ce qui crée des collisions. Ce mécanisme est très inefficace.
- Par le mouvement brownien (agrégation **péricinétique**); le mouvement aléatoire des particules cause occasionnellement des collisions. Ce mécanisme est plus efficace que la sédimentation différentielle, mais il demeure lent et produit de petits agglomérats⁽⁴⁶⁾.
- Par l'agitation mécanique (agrégation **orthocinétique**). C'est la méthode la plus efficace, mais trop d'agitation peut briser les agrégats au lieu de les créer.

La coagulation n'est pas utilisée dans le procédé Bayer, mais elle est très importante dans plusieurs autres domaines, notamment dans le traitement des eaux⁽⁴²⁾.

La troisième et dernière façon de vaincre la barrière énergétique et de provoquer l'agglomération est la *floculation*. Ce terme peut s'appliquer à plusieurs mécanismes relativement similaires (pontage, neutralisation de la charge et neutralisation localisée de la charge⁽⁴³⁾), mais sous sa forme la plus répandue – et la plus efficace – la flocculation consiste à créer un pont physique entre les particules à l'aide de polymères à longues chaînes (le flocculant).

Le processus de flocculation peut à son tour être divisé en trois étapes.

- La dispersion du flocculant; le polymère est injecté et il se disperse dans la suspension.
- L'adsorption du flocculant; les chaînes de polymère sont adsorbées à la surface des particules qu'elles rencontrent.

- La floculation des particules; le polymère présent sur une particule se lie au polymère d'une autre particule, créant ainsi un lien physique entre elles (voir **Figure 2.19**).

Les deux premières étapes – la dispersion et l'adsorption – sont complexes et encore mal comprises. Il est cependant accepté que l'adsorption est rapide; la dispersion est l'étape limitante⁽²⁰⁾. L'adsorption peut néanmoins être influencée par plusieurs facteurs, notamment par le pH et la force ionique de la solution. En effet, le processus d'adsorption dépend en bonne partie des

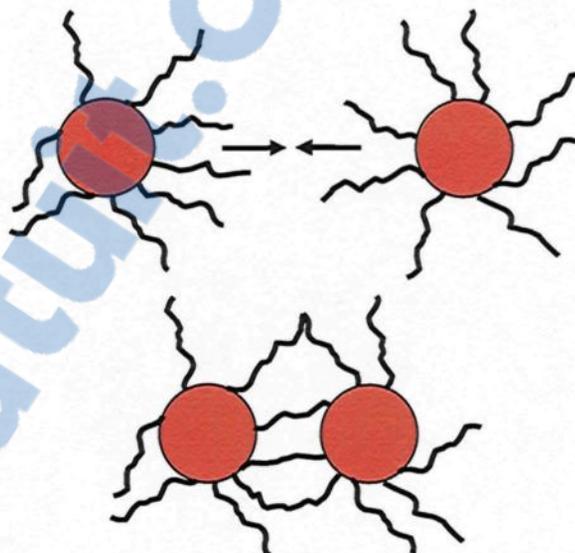


Figure 2.19 : Floculation de deux particules

charges électriques sur le polymère et sur les particules, et les charges des particules varient avec le pH et avec la force ionique. Une autre variable importante liée à l'adsorption est la fraction de la surface de la particule qui est recouverte par le floculant. Ce paramètre dépend directement de la quantité de floculant utilisée (dosage). Les études ont montré que le pourcentage de couverture optimal est d'environ 50%⁽³⁴⁾. De cette façon, la particule possède assez de chaînes de polymère pour créer des liens avec une autre particule (ou, du moins, avec d'autres chaînes), mais elle possède encore suffisamment de surface libre pour que les chaînes des autres particules puissent venir s'y lier.

La troisième étape – la floculation elle-même – a fait l'objet de nombreuses études. Comme pour la coagulation, il y a trois façons de provoquer des collisions entre les particules (sédimentation différentielle, agrégation péricinétique et agrégation

orthocinétique), et comme pour la coagulation, l'agrégation orthocinétique (agitation mécanique) est de loin la plus efficace.

Pour terminer, mentionnons que plusieurs industries combinent la coagulation et la floculation pour obtenir de meilleurs résultats.

2.3.2.3 Modélisation de la floculation

Plusieurs modèles ont été développés pour tenter de quantifier le processus de floculation⁽⁴⁹⁾. Ils fonctionnent généralement de la façon suivante.

Pour commencer, la taille des particules est discrétisée en canaux et la distribution granulométrique initiale est posée (par exemple : il y a 1000 particules ayant un diamètre entre 1 et 1.26 microns, 800 entre 1.26 et un 1.58 micron, 700 entre 1.58 et 2 microns, etc.). Les modèles négligent les étapes de dispersion et d'adsorption et considèrent uniquement deux phénomènes : l'agrégation de particules et la rupture de particules. Le taux d'agrégation et de rupture est calculé pour chaque canal en fonction de l'agitation présente dans le système (l'agitation est supposée uniforme). Les mécanismes d'agrégation/rupture sont alors imposés et l'évolution de la granulométrie est calculée dans le temps. Un bilan de la population nécessitant la résolution numérique d'un système d'équations différentielles complexe est utilisé pour suivre l'évolution du nombre de particules présentes dans chaque canal. Éventuellement, l'agrégation et la rupture atteignent un équilibre : c'est la distribution granulométrique finale.

Cette approche donne de bons résultats dans certains cas⁽⁹⁾⁽⁵⁶⁾, mais elle demeure fondamentalement limitée : elle ne considère pas les étapes de dispersion et d'adsorption; elle ne prend pas en compte le dosage de floculant; elle suppose une agitation uniforme;

elle considère que la rupture d'un floc laisse le floculant intact, ignorant ainsi qu'un polymère brisé est moins efficace; elle considère qu'il est possible de briser une particule faisant partie de la distribution granulométrique initiale; elle utilise des termes empiriques pour l'agrégation et la rupture; et enfin elle simplifie considérablement le processus de rupture en supposant que chaque floc se brise en 2 flocs identiques (en réalité, un floc peut se briser en un nombre indéterminé de particules de différentes tailles). Résoudre ces nombreuses lacunes nécessiterait l'ajout d'un modèle d'écoulement CFD (**Section 2.5.2**) au modèle de floculation – ce qui n'a jamais été fait – ainsi que la prise en compte des processus de dispersion et d'adsorption – ce qui n'a été fait que de façon extrêmement simplifiée. Pour toutes ces raisons, la modélisation du processus de floculation est un domaine où il reste énormément de progrès à réaliser.

Mais malgré toutes leurs lacunes, les modèles fournissent quand même des résultats intéressants. Ils démontrent clairement qu'il existe un niveau d'agitation optimal. En effet, l'agitation favorise la floculation (ainsi que la dispersion du floculant), mais elle favorise aussi la rupture des flocs. De plus, la rupture d'un floc risque de briser le polymère, le rendant ainsi beaucoup moins efficace. En ce sens, la floculation n'est pas vraiment un processus réversible. Soumettre la suspension de particules au bon niveau d'agitation est donc critique. Concrètement, la méthode la plus efficace est probablement d'utiliser un niveau d'agitation initial relativement élevé pour disperser le floculant et amorcer la floculation, et d'utiliser ensuite un niveau d'agitation de plus en plus faible pour ne pas briser les flocs qui ont été formés.

2.3.2.4 Dimension fractale

Il y a une différence majeure entre les agrégats formés par coagulation et ceux formés par floculation. D'un côté, la coagulation forme des agrégats très denses, puisque les particules sont *collées* les unes sur les autres par des forces électriques. De l'autre, la floculation produit plutôt des structures relativement espacées, parce que les particules sont seulement *reliées* par le floculant; elles ne sont pas (nécessairement) en contact direct les unes avec les autres et il n'y a pas (généralement) d'attraction entre elles.

Plus un floc grossit et plus sa porosité augmente. Sa densité est donc difficile à déterminer, puisqu'elle n'est pas égale à la densité du solide. En fait, elle n'est même pas constante – elle varie en fonction de la taille et de la structure des agrégats. De façon générale, plus les floes sont gros et plus leur densité est faible.

Dans les dernières années, le modèle fractal a été très utilisé pour déterminer la densité des floes⁽¹⁵⁾⁽¹⁸⁾. Ce modèle suppose que les floes ont une structure fractale (de façon sommaire, une fractale est tout simplement un motif infiniment récurrent peu importe l'ordre de grandeur).

Une explication plus détaillée du modèle fractal est présentée à l'**Annexe A**. Les six équations principales sont :

$$V_s = k_1 r^{D_F} \quad (\text{A.3})$$

$$m_s = k_2 r^{D_F} \quad (\text{A.5})$$

$$e = 1 - k_3 r^{D_F-3} \quad (\text{A.7})$$

$$\rho_F - \rho_L = k_4 r^{D_F-3} \quad (\text{A.10})$$

$$m_F = \frac{4}{3} \pi r^3 \rho_L + k_5 r^{D_F} \quad (\text{A.11})$$

$$k_1 = \frac{k_2}{\rho_s} = \frac{4\pi}{3} k_3 = \frac{4\pi}{3(\rho_s - \rho_L)} k_4 = \frac{k_5}{(\rho_s - \rho_L)} \quad (\text{A.12})$$

D_F = dimension fractale ($0 \leq D_F \leq 3$)

r = rayon du floc (m)

V_S = volume de solide dans le floc (m^3)

m_s = masse de solide dans le floc (kg)

e = porosité du floc

ρ_F = densité du floc (kg/m^3)

m_F = masse du floc (kg)

k_1, k_2, k_3, k_4 et k_5 = constantes empiriques (unités variables)

En bref, le modèle fractale quantifie la structure d'un floc à l'aide d'un seul paramètre, la *dimension fractale* (D_F). Plus la dimension fractale tend vers 3, plus le floc est compact et plus sa sédimentation est rapide pour une taille donnée⁽⁴⁴⁾. Les équations précédentes ne sont pas indépendantes; il suffit de connaître la dimension fractale d'un floc et une de ses constantes empiriques pour calculer son volume de solide, sa masse de solide, sa porosité, sa densité et sa masse en fonction de sa taille. Ainsi, trois paramètres (dimension fractale, constante empirique et rayon) sont suffisants pour obtenir une représentation complète des caractéristiques d'un floc.

2.4 PRÉSENTATION DES DISTRIBUTIONS GRANULOMÉTRIQUES

Les distributions granulométriques peuvent être présentées de plusieurs façons. Il y a trois paramètres principaux : la variable granulométrique étudiée, le type de courbe utilisé, et la répartition des canaux. La **Figure 2.3 (Page 11)**, qui représente la distribution granulométrique de la boue rouge, est utilisée comme exemple pour illustrer les propos qui suivent.

Premièrement, la variable granulométrique étudiée est simplement la variable affichée sur l'axe des ordonnées. Généralement, cette variable est soit le nombre de particules ou soit le volume (ou la masse) de particules. Dans des cas plus rares, la longueur et la surface des particules peuvent aussi être utilisées. D'autre part, cette variable peut être exprimée dans sa valeur propre (nombre de particules, longueur en m, surface en m², volume en m³ et masse en kg) ou bien comme une fraction du total. Dans la **Figure 2.3**, la variable étudiée est le volume de particules exprimé en pourcentage.

Deuxièmement, il y a deux types de courbe : par canal et cumulative (voir **Figure 2.3**). Dans une courbe par canal, chaque point représente la valeur de la variable étudiée pour le canal correspondant. Dans une courbe cumulative, chaque point représente la *somme* de la variable étudiée pour le canal correspondant *et* pour tous les canaux plus petits. Une courbe cumulative plafonne éventuellement à 100% lorsque la variable étudiée est exprimé en pourcentage.

Troisièmement, la répartition des canaux fait référence à la façon dont le continuum de tailles des particules est divisé en différents intervalles appelés « canaux ». Par exemple, dans **Figure 2.3** le premier canal – et donc le premier point – représente l'intervalle allant de 1 µm à 1.08 µm, le deuxième 1.08 µm à 1.17 µm, le troisième 1.17 µm à 1.26 µm, et ainsi de suite. Bien souvent, les distributions granulométriques sont

présentées sous une forme où le premier canal renferme les particules plus petites qu'une certaine taille et où le dernier canal renferme les particules plus grandes qu'une certaine taille. Ceci n'est pas le cas dans ce projet. Ici, les deux bornes ont des valeurs fixes, et les particules qui sont à l'extérieur de cet intervalle ne sont pas prises en considération.

La répartition est à son tour définie par quatre variables : la borne inférieure, la borne supérieure, le nombre de canaux, et le choix entre une répartition linéaire et une répartition logarithmique. Dans la **Figure 2.3**, ces variables sont respectivement 1 μm , 1000 μm , 90 canaux et une répartition logarithmique.

Dans une répartition linéaire, chaque canal possède la même taille. Cette taille est calculée de la façon suivante :

$$t = \frac{B - A}{N} \quad (2.24)$$

- t = taille des canaux (μm)
- A = borne inférieure de la distribution (μm)
- B = borne supérieure de la distribution (μm)
- N = nombre de canaux

Les bornes du $i^{\text{ème}}$ canal sont calculées de la façon suivante :

$$[A + t(i - 1), A + ti] \quad (2.25)$$

Par exemple, pour une répartition linéaire de 100 canaux allant de 0 μm et 1000 μm , chaque canal aurait une taille de $1000/100=10$ μm (canal 1 : 0 μm et 10 μm ; canal 2 : 10 μm à 20 μm ; etc). Les particules qui tombent exactement sur une borne sont comptabilisées dans le canal supérieur.

Dans une répartition logarithmique, la taille des canaux augmente progressivement selon une série géométrique. Globalement, nous pouvons écrire :

$$Ah^N = B \quad (2.26)$$

h = facteur

En isolant h :

$$h = \left(\frac{B}{A} \right)^{\frac{1}{N}} \quad (2.27)$$

Les bornes du $i^{\text{ème}}$ canal sont calculées de la façon suivante :

$$[Ah^{i-1}, Ah^i] \quad (2.28)$$

Par exemple, dans la **Figure 2.3**, le facteur h est $(1000/1)^{(1/90)} = 1.08$; chaque canal, ou chaque borne de canal, est 1.08 plus grand que le précédent. Ainsi, puisque la taille de début est $1 \mu\text{m}$, le premier canal couvre l'intervalle allant de $1 \mu\text{m}$ à $1.08 \mu\text{m}$ (longueur du canal = $0.08 \mu\text{m}$) et le dernier canal (le 90^{e}) couvre l'intervalle allant de $926.1 \mu\text{m}$ à $1000 \mu\text{m}$ ($1 \cdot 1.08^{89}$ à $1 \cdot 1.08^{90}$; longueur du canal = $0.08 \cdot 1.08^{89} = 73.9 \mu\text{m}$).

Ces deux types de répartition (linéaire et logarithmique) ont leurs avantages, mais la répartition logarithmique est généralement considérée comme supérieure. Elle sacrifie une certaine résolution pour de grandes tailles, mais elle procure en échange beaucoup plus d'informations sur les petites particules, ce qui est presque toujours avantageux. La **Figure 2.3** en est un exemple frappant : si une répartition linéaire de 100 canaux avait été utilisée, le premier intervalle aurait été de $0 \mu\text{m}$ à $10 \mu\text{m}$, ce qui correspond au premier tiers du graphique; toute l'information structurelle de cette section aurait été perdue.

Pour comparer deux distributions granulométriques, il est nécessaire d'utiliser la même répartition de canaux; sinon, les courbes peuvent être très différentes même si les distributions sont exactement identiques. Malheureusement, les courbes ne sont pas toujours disponibles avec la même répartition. Par conséquent, un programme fut développé avec le logiciel **Matlab 7.5** afin de convertir une distribution granulométrique de n'importe quelle répartition de canaux à n'importe quelle autre. Le programme interagit directement avec le logiciel Excel; il importe la distribution initiale, il fait la conversion et il exporte le résultat dans un nouveau fichier. Il fait également une analyse sommaire de la distribution (moyenne, médiane et erreur introduite par la conversion). L'interface est présentée à la **Figure 2.20**.

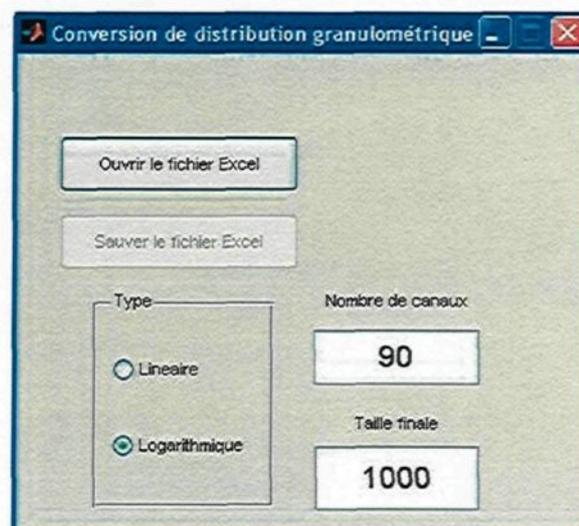


Figure 2.20 : Programme de conversion de distribution granulométrique

Dans ce rapport, sauf indication contraire, une distribution logarithmique de 90 canaux sur l'intervalle 1-1000 μm ou 4-4000 μm sera utilisée. Les courbes seront présentées par canaux. La variable étudiée, quant à elle, est discuté plus en détails au **Chapitre 3**.

2.5 CFD

Computational fluid dynamics, une expression anglaise qui est quelquefois traduite comme *mécanique des fluides numériques* ou encore comme *modélisation informatique*

d'écoulement, représente la branche de la mécanique des fluides qui modélise les écoulements en utilisant une approche numérique. C'est une discipline large, très complexe, relativement récente et en pleine expansion. Par conséquent, une description exhaustive de la théorie pertinente dépasse de loin le cadre de ce rapport; une vue d'ensemble des concepts importants suffira.

2.5.1 Théorie

Trois aspects de la théorie sont abordés : les équations de base de l'écoulement, le traitement d'écoulement multiphase et le traitement de la turbulence.

2.5.1.1 Équations de base de l'écoulement

Pour un écoulement incompressible, le système d'équations de base est constitué de l'équation de continuité

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} = 0 \quad (2.29)$$

et des trois équations de Navier-Stokes

$$\rho_L \frac{\partial u}{\partial t} + \rho_L \left(u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} + w \frac{\partial u}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial z^2} \right) \quad (2.30a)$$

$$\rho_L \frac{\partial v}{\partial t} + \rho_L \left(u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} + w \frac{\partial v}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial y} + \mu \left(\frac{\partial^2 v}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v}{\partial z^2} \right) \quad (2.30b)$$

$$\rho_L \frac{\partial w}{\partial t} + \rho_L \left(u \frac{\partial w}{\partial x} + v \frac{\partial w}{\partial y} + w \frac{\partial w}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial z^2} \right) \quad (2.30c)$$

p	=	pression (Pa)
t	=	temps (s)
u	=	vitesse en abscisse (m/s)
v	=	vitesse en ordonnée (m/s)
w	=	vitesse normale au plan x-y (m/s)

Le système formé par l'équation de continuité et les équations de Navier-Stokes constitue la base de la CFD. Il est mathématiquement fermé : il y a quatre équations (2.29, 2.30a, 2.30b et 2.30c) et quatre inconnues (**u**, **v**, **w** et **p**). Il est donc possible de le résoudre.

Idéalement, la meilleure approche serait de résoudre ce système d'équations analytiquement, mais cela n'est possible que dans certains cas extrêmement simples. Dès que la géométrie est le moins complexe, il est nécessaire d'utiliser une méthode de résolution numérique.

2.5.1.2 Écoulement multiphase

Les écoulements multiphases sont beaucoup plus difficiles à modéliser que les écoulements à une seule phase, et le niveau de difficulté augmente encore lorsque la phase solide est dense et composée de particules de différents diamètres. Il existe deux approches principales pour modéliser un écoulement composé d'une phase solide et d'une phase liquide : la méthode Eulérienne et la méthode Lagrangienne.

Dans la méthode Eulérienne, il y a une phase solide pour chaque taille de particules. Toutes les phases sont modélisées séparément. Cette approche fournit une description complète de l'écoulement de chaque phase en tous points.

Dans la méthode Lagrangienne, le champ de vitesse du liquide est calculé sans prendre en compte la présence du solide, et la trajectoire des particules est ensuite intégrée de façon indépendante.

La méthode Eulérienne est plus complète et plus exacte. Elle décrit complètement la phase solide, et elle prend en compte les interactions solide-liquide et solide-solide. Elle exige cependant une énorme capacité de calcul. Pour chaque nouvelle phase, c'est-à-dire pour chaque groupe de particules ayant le même diamètre, il faut introduire un nouveau système d'équations. Cette méthode peut donc entraîner un temps de calcul inacceptable même pour une granulométrie grossière. De plus, modéliser correctement les interactions solide-liquide et solide-solide est un défi de taille.

L'approche Lagrangienne, quant à elle, a l'avantage d'être beaucoup plus rapide. Le temps de calcul est similaire à celui utilisé pour une simulation à une seule phase; la seule différence est l'étape d'intégration de la trajectoire des particules, étape qui est relativement rapide. De plus, cette méthode permet de prendre en compte la granulométrie. Elle n'est cependant valide que pour de petites concentrations. En effet, comme elle ne prend pas en compte les interactions solide-solide, elle devient imprécise dès que la concentration est suffisamment élevée pour que ces interactions aient un impact significatif. Selon la littérature, il faut éviter d'utiliser cette approche lorsque la concentration volumique de solide dépasse 5%⁽⁸⁾.

Dans certains cas, une approche plus simple peut aussi être utilisée pour modéliser un écoulement multiphase. Elle consiste à représenter la phase solide comme une

deuxième phase liquide et à résoudre le système comme s'il était constitué d'un mélange liquide-liquide. Cette technique est rudimentaire, mais elle est aussi beaucoup plus rapide que les deux approches précédentes, et ses résultats sont souvent assez réalistes. Elle sera utilisée à quelques reprises dans ce projet.

2.5.1.3 Turbulence

La turbulence est probablement le plus grand défi de la CFD – ses propriétés chaotiques et fluctuantes la rendent très difficile à modéliser correctement. La recherche sur la turbulence est aujourd'hui un des domaines les plus actifs de la CFD.

Kolmogorov a démontré que, pour un écoulement donné, il existe une longueur qui correspond à la dimension de la plus petite structure turbulente présente dans le système. De façon analogue, il existe un temps qui correspond à la plus petite durée de vie des structures turbulentes présente dans l'écoulement. Ces deux caractéristiques (longueurs et temps) sont appelées *échelles de Kolmogorov*⁽⁵⁾. Un maillage ayant une taille plus petite que la longueur de Kolmogorov permet de modéliser toutes les structures d'un écoulement. De la même façon, une résolution numérique qui utilise un pas de temps inférieur au temps de Kolmogorov permet de modéliser la création et la destruction de toutes ces structures.

Il existe donc une approche évidente à la CFD : il suffit d'utiliser un maillage plus petit que la longueur de Kolmogorov, et de résoudre numériquement les **Équations 2.29** et **2.30** pour chaque maille à l'aide d'un pas de temps inférieur au temps de Kolmogorov. Une telle approche simule fidèlement tous les aspects de l'écoulement et n'inclut aucune approximation, à l'exception de celles introduites lors de la résolution numérique. Cette

approche est appelée *simulation numérique directe*, ou DNS (abréviation anglaise de *Direct Numerical Simulation*). Idéalement, toutes les simulations devraient être faites à l'aide de la DNS. Malheureusement, la quantité de calculs nécessaire est très élevée; actuellement, les plus puissants superordinateurs ne permettent pas d'appliquer cette approche à des cas d'ingénierie. Même en supposant que la puissance des ordinateurs continue à augmenter au rythme actuel (une hypothèse douteuse), il faudra attendre encore une vingtaine d'année avant que cette méthode ne devienne une option réaliste.

Les maillages qui sont présentement utilisés sont beaucoup plus gros qu'une bonne partie des structures turbulentes présentes dans le système. Par conséquent, ces petites structures ne sont pas décrites par la modélisation, et leur impact sur l'écoulement n'est pas pris en compte. Pour remédier à ce problème, il est nécessaire d'avoir recourt à un modèle de turbulence.

Les modèles de turbulence permettent de considérer l'impact que les petites structures de turbulence ont sur l'écoulement tout en utilisant une résolution spatiale et temporelle beaucoup plus grande que ces structures. Les deux qui sont le plus utilisés en ingénierie sont le modèle $k-\varepsilon$ et le modèle RSM (Reynolds Stress Model, ou modèle des contraintes de Reynolds).

Ce projet utilise le modèle $k-\varepsilon$. Il est décrit plus en détails à l'**Annexe B**.

2.5.2 Étapes de la CFD

La CFD peut être divisée en six étapes. La première est de définir la géométrie du système. La deuxième consiste à créer le maillage, c'est-à-dire à diviser la géométrie en petits morceaux appelés *mailles*. Pour une géométrie en trois dimensions, les mailles sont

généralement des prismes triangulaires ou des hexaèdres. Un plus grand nombre de mailles augmente la précision des résultats mais augmente aussi le temps de calcul. Un compromis est donc nécessaire. Les maillages utilisés dans ce projet comptent environ un million d'éléments. La troisième étape consiste à définir les caractéristiques physiques du système : les conditions initiales, les conditions limites, les propriétés du ou des fluide(s), le modèle de turbulence utilisée, etc. La quatrième étape est la discrétisation du système d'équations sur le maillage. Il existe présentement trois grandes méthodes de discrétisation : les différences finies, les volumes finis et les éléments finis. Ces techniques permettent de transformer le système d'équations différentielles continues en équations algébriques discrètes pour chaque maille. La cinquième étape consiste à résoudre le système d'équations algébriques à l'aide de méthodes de convergence numérique. Le résultat final est une description complète de l'écoulement à chaque nœud du maillage. La dernière étape est l'analyse des résultats.

2.5.3 ANSYS CFX

CFX est un programme commercial de CFD développé par la compagnie **ANSYS**. Toutes les simulations effectuées dans le cadre de ce projet ont été réalisées avec la version 11.0 de ce logiciel.

CHAPITRE 3

PRISES DE MESURES PAR LA SONDE FBRM

Ce chapitre a deux objectifs.

- Étudier et calibrer la sonde FBRM (**Section 3.2**).
- Déterminer les paramètres qui seront utilisés pour quantifier la qualité de la floculation (**Section 3.3**).

3.1 DESCRIPTION DE LA SONDE FBRM

La sonde Lasentec D600R FBRM (Focused Beam Reflectance Measurement) de la compagnie Mettler-Toledo est le principal instrument de mesure de ce projet. Elle permet de mesurer la distribution granulométrique d'une suspension de particules. Elle est constituée d'un cylindre ayant une longueur de 400 mm et un diamètre de 25 mm. L'extrémité de la sonde possède une vitre sphérique d'environ 1 cm de diamètre. La vitre est en saphir, un matériel très résistant. Des illustrations de la sonde sont présentées à la **Figure 3.1** et à la **Figure 3.2**.

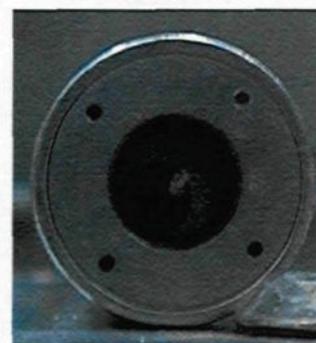


Figure 3.1 : Extrémité de la sonde FBRM



Figure 3.2 : Sonde FBRM

La sonde FBRM possède plusieurs qualités : elle permet de mesurer la distribution granulométrique en temps réel *in situ* (c'est-à-dire dans le système lui-même); elle peut être immergée dans un fluide en mouvement; elle peut être utilisée à des températures et à des niveaux de causticité élevés; elle est relativement robuste à la vitesse de l'écoulement, aux caractéristiques du fluide, et à la réflectivité des particules; et elle peut être utilisée aussi bien dans des suspensions diluées que dans des suspensions concentrées.

Son fonctionnement est illustré à la **Figure 3.3**. Un rayon laser extrêmement mince d'une longueur d'onde de 780 nm est dirigé par un mécanisme optique de façon à effectuer une rotation rapide sur la périphérie de la vitre. Le point focal du laser se situe à quelques dizaines de microns de l'extrémité de la sonde. Lorsque le rayon rencontre une particule au point focal, une partie de la lumière est réfléchiée et captée par la sonde. Puisque la vitesse du laser est connue, la durée pendant laquelle la lumière est réfléchiée permet d'attribuer une longueur à la particule. La sonde est ainsi capable de mesurer des particules ayant une longueur allant de 1 à 4096 μm . La rotation du rayon laser est assez rapide (entre 2 m/s et 8 m/s) pour croiser des milliers, voire des dizaines de milliers, de particules par seconde. Le résultat final est que la sonde renvoie en temps réel une distribution complète des longueurs des particules. Il est important de comprendre que la

sonde donne une distribution de longueurs et non une distribution de diamètres, puisque le rayon laser coupe rarement les particules en leur centre et puisque les particules sont rarement sphériques.

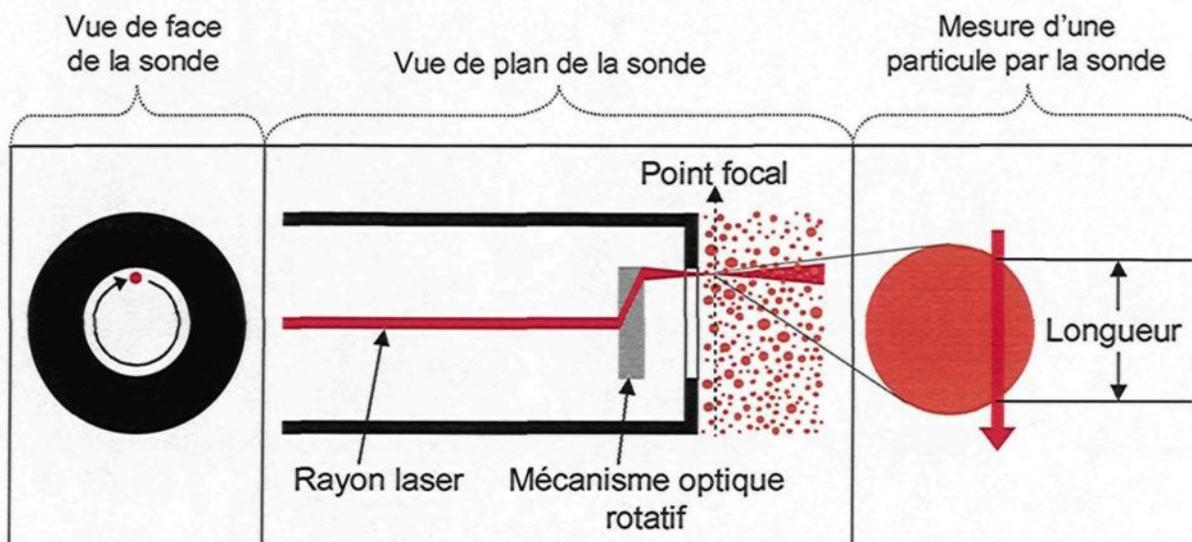


Figure 3.3 : Principe de mesure de la sonde FBRM

Le fait que la sonde FBRM puisse mesurer la distribution de longueurs des particules en temps réel à différents endroits à l'intérieur d'un système en fait un outil parfaitement adapté à ce projet.

3.2 ÉTUDE ET CALIBRATION DE LA SONDE FBRM

Puisque le choix des variables n'est pas encore effectué, la médiane de la distribution – la variable la plus utilisée dans la littérature – servira à quantifier la granulométrie dans cette section.

3.2.1 Équipement et échantillons

L'équipement présenté à la **Figure 3.4** est utilisée afin d'étudier la sonde. Il est constitué d'un agitateur qui mélange une suspension placée dans un bécher (de l'eau distillée dans l'illustration). L'extrémité de la sonde est placée environ 0.5 cm au-dessus de l'agitateur. La vitesse de rotation de l'hélice peut être ajustée entre 100 RPM et 1000 RPM.

Quatre échantillons sont utilisés.

- De l'alumine.
- Des petites billes de verre.
- Des grosses billes de verre.
- De la boue rouge.

Les suspensions ont été préparées avec de l'eau distillée. Une balance analytique ayant une précision de 0.1 mg fut utilisée.

Les distributions granulométriques des trois premiers échantillons furent déterminées à l'aide d'un Coulter Laser.

Elles sont affichées à la **Figure 3.5** et leur médiane est présentée au **Tableau 3.1**. La distribution granulométrique d'un échantillon de boues rouges est présentée à la **Figure 2.3**, mais cette distribution est approximative puisqu'elle provient d'une boue différente de celle utilisée pour calibrer la sonde.

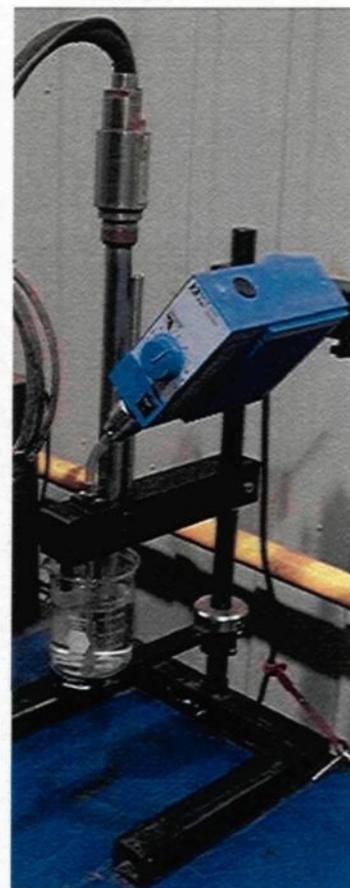


Figure 3.4 :
Équipement pour
étudier la sonde

Tableau 3.1 : Médianes de l'alumine et des billes de verre

Échantillons	Médiane (μm)
Alumine	34.2
Petites billes de verre	5.83
Grosses billes de verre	240
Boue rouge	5.8 (approximatif)

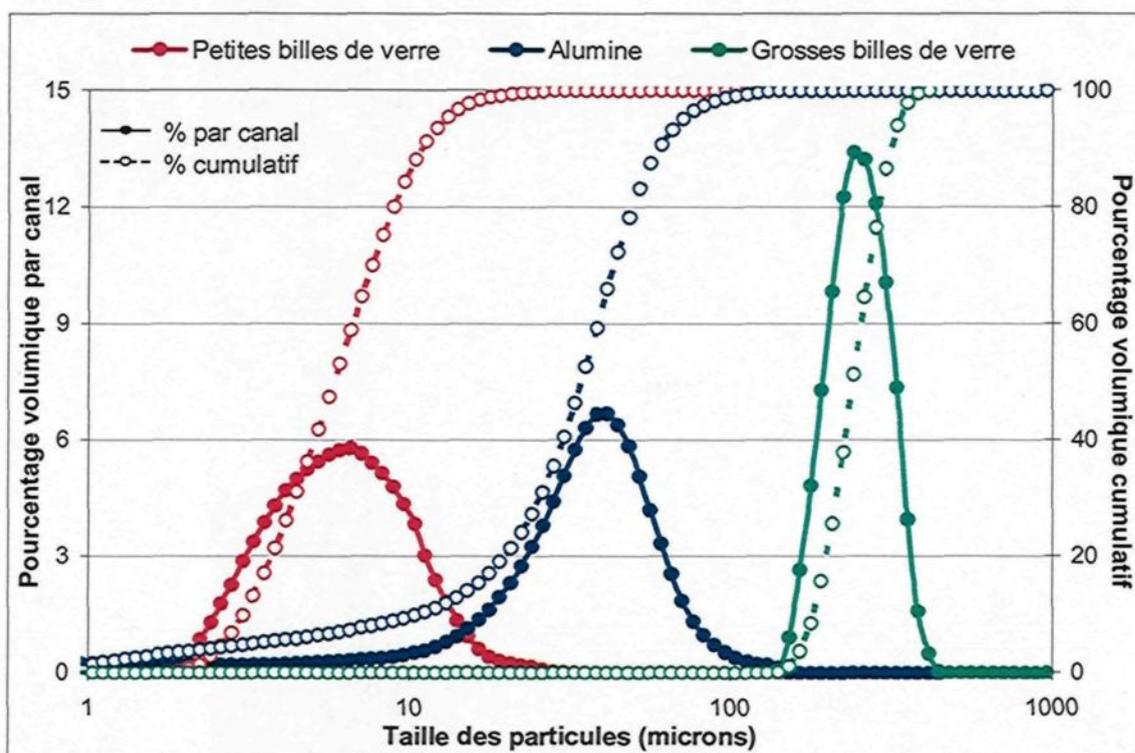


Figure 3.5 : Distributions granulométriques de l'alumine et des billes de verre

3.2.2 Ajustements de la sonde

Il y a quatre paramètres à ajuster.

- La position du point focal.

- La vitesse de rotation du rayon laser.
- Le choix entre le mode *fine* et le mode *coarse*.
- La pondération des mesures.

La position du point focal correspond à la position où le rayon laser converge (voir **Figure 3.3**). Elle est définie comme étant la distance entre la vitre de la sonde et le point de convergence du rayon. Une valeur positive signifie que le point se trouve à l'extérieur de la sonde et une valeur négative signifie qu'il se trouve à l'intérieur. La sonde permet d'ajuster le point focal de $-300\ \mu\text{m}$ à $+300\ \mu\text{m}$. Pour un fonctionnement optimal, la position du point focal devrait se situer immédiatement à l'extérieur de la vitre. En théorie, il suffirait donc de placer le point focal $0\ \mu\text{m}$ ou à une petite valeur positive; en réalité, cependant, la graduation de la sonde n'est pas précise. Par conséquent, il est nécessaire de déterminer expérimentalement l'ajustement qui correspond à la position optimale du point focal.

La vitesse de rotation du rayon laser fait référence à la vitesse avec laquelle le rayon parcourt le périmètre de la vitre de la sonde. Il y a quatre ajustements possibles : 2 m/s, 4 m/s, 6 m/s et 8 m/s, ce qui correspond respectivement à 75, 150, 225 et 300 rotations par seconde.

Le mode *fine* et le mode *coarse* (mode *fin* et mode *grossier*) permettent de changer le critère utilisé par la sonde pour mesurer les longueurs des particules. Avec le mode *fine*, un critère sévère est utilisé; une toute petite variation dans la quantité de lumière réfléchie suffit pour que la sonde considère que l'extrémité de la particule a été atteinte. Le mode *coarse* utilise un critère plus souple; une certaine variation dans la quantité de lumière réfléchie est tolérée avant de considérer que l'extrémité de la particule a été atteinte. Les deux modes ont leurs avantages et leurs inconvénients. Dans le mode *fine*, deux particules rapprochées ne seront pas confondues pour une seule, mais une particule

irrégulière (comme un floccule) peut être comptée plusieurs fois. Dans le mode *coarse*, à l'inverse, une particule irrégulière ne sera pas comptée plusieurs fois, mais des particules rapprochées risquent d'être confondues pour une seule particule. Généralement, le mode *fine* est préféré pour la majorité des applications en raison de sa plus grande résolution tandis que le mode *coarse* est privilégié pour l'étude de suspensions flocculées en raison de la forme irrégulière des particules.

Ces trois paramètres influencent la façon dont la sonde mesure les particules. La pondération des mesures est différente : c'est un mode de traitement des données, une opération qui est effectuée *après* la mesure. En ce sens, l'étude de la pondération fait partie de l'étude du paramètre utilisé, et elle appartient donc à la **Section 3.3**. Cependant, la pondération a un tel impact sur les trois paramètres précédents (et vice-versa) que son étude ne peut en être dissociée.

Tel qu'indiqué précédemment, la sonde renvoie une distribution de longueurs. Plus spécifiquement, elle renvoie le nombre de particules appartenant à chaque canal. La pondération des mesures consiste à effectuer l'opération suivante :

$$n_{p,i} = P_i n_{n,i} \quad (3.1)$$

$n_{p,i}$ = nombre pondéré de particules associées au canal i

P_i = pondération du canal i

$n_{n,i}$ = nombre de particules associées au canal i

La méthode la plus simple de calculer le terme de pondération P_i consiste à utiliser le centre du canal C_i :

$$P_i = C_i^\gamma \quad (3.2)$$

$$C_i = \frac{b_{i-1} + b_i}{2} \quad (3.3)$$

- C_i = centre du canal (μm)
 b_{i-1} = borne inférieure du canal i de la distribution granulométrique (μm)
 b_i = borne supérieure du canal i de la distribution granulométrique (μm)
 γ = ordre de la pondération

Le **Tableau 3.2** présente les différents types de pondération.

Tableau 3.2 : Types de pondération

Ordre de la pondération (γ)	Méthode de pondération
0	Sans pondération
1	Pondération linéaire
2	Pondération carrée
3	Pondéré cubique

Il est intéressant de noter que la pondération a un sens physique évident dans le cas où les longueurs sont des diamètres. En effet, dans un tel cas, les distributions obtenues pour un ordre de pondération de 0, 1, 2 et 3 correspondent respectivement à des distributions de nombres, de longueurs, de surface (à un facteur près de π) et de volume ou de masse (à un facteur près de $\pi/6$ et $\pi\rho_s/6$, respectivement). Ainsi, pour ce cas idéalisé, la pondération permet de modifier directement la variable utilisée (nombre versus longueur versus surface versus volume/masse).

Bien sûr, les longueurs ne sont pas nécessairement des diamètres, pour les raisons mentionnées précédemment (les particules ne sont pas toujours sphériques, le rayon laser ne les coupe pas toujours en leur centre). De plus, la probabilité qu'une particule soit

détectée est proportionnelle à son diamètre, et certains auteurs considèrent donc que la distribution renvoyée par la sonde a déjà subi une pondération linéaire⁽²¹⁾. Pour ces raisons, l'ordre de la pondération ne peut être associé à une variable que d'une façon approximative.

D'un point de vue plus concret, la pondération met l'emphase sur différentes sections de la distribution. Un ordre 0 met l'emphase sur les petites particules, tandis qu'un ordre 3 met l'emphase sur les grosses particules (avec un ordre 3, une particule de 1000 microns correspond à un milliard de particules de un micron; les petites particules deviennent donc complètement négligeables dans la distribution).

Le programme interne de la sonde normalise **l'équation 3.2** de la façon suivante :

$$P_i = \frac{C_i^\gamma N}{\sum_{j=1}^N C_j^\gamma} \quad (3.4)$$

N = nombre de canaux

La pondération normalisée fait en sorte que la moyenne des P_i soit 1. Elle ne change en rien la forme de la distribution pondérée, mais elle contracte l'axe des ordonnées de façon à ramener ses valeurs à un ordre raisonnable.

En résumé, quatre paramètres doivent être ajustés. Parmi ces paramètres, seule la position du point focal peut être calibrée de façon indépendante.

3.2.2.1 Ajustement de la position du point focal

La procédure pour la mise au foyer consiste à noircir la vitre de la sonde à l'aide d'un crayon feutre et à ensuite déterminer la position pour laquelle elle détecte le plus

grand nombre de particules par seconde. Aucune pondération ne doit être appliquée aux mesures. Un des graphiques obtenu est présenté à la **Figure 3.6**. Pour ce cas particulier, le compte maximal (50678 particules par seconde) est obtenu à un point focal de $-120 \mu\text{m}$ (encore une fois, le point focal indiqué sur la sonde ne correspond pas nécessairement au point focal réel). Ce processus fut répété pour les huit configurations possibles de vitesse et de mode (quatre possibilités de vitesse et deux modes). Les résultats sont présentés au **Tableau 3.3**.

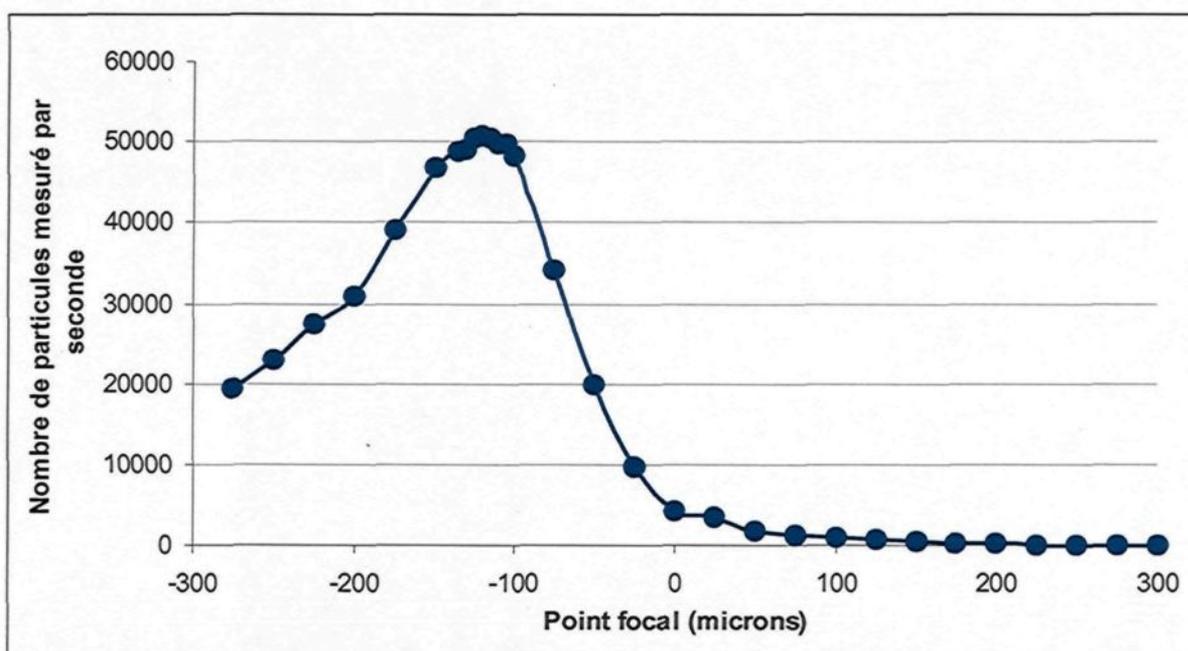


Figure 3.6 : Particules mesurées par seconde en fonction du point focal (2 m/s, mode fine, sans pondération)

À partir de 6 m/s, les courbes présentent deux maximums : un premier aux alentours de $-130 \mu\text{m}$ et un deuxième quelque peu avant. Dans ces cas, le maximum le moins élevé est inclus entre parenthèse au **Tableau 3.3**.

Tableau 3.3 : Position du point focal pour différentes configurations

Vitesse de rotation du rayon laser (m/s)	Point focal (μm)	
	Mode <i>fine</i>	Mode <i>coarse</i>
2	-120	-145
4	-140	-140
6	-190 (-140)	-130 (-175)
8	-155 (-140)	-175 (-125)

Il semble improbable que la position du point focal change en fonction de la vitesse du rayon laser ou en fonction du mode utilisé. Nous devons donc établir le point focal qui sera utilisé pour l'ensemble des mesures. La majorité des configurations indique que le maximum se situe à environ $-130 \mu\text{m}$. Il y a trois exceptions : la valeur en mode *fine* à 6 m/s et les deux valeurs à 8 m/s. Pour ces trois cas, la différence entre les deux maximums est minime (moins de 5%). Par conséquent, nous pouvons considérer que le maximum situé à environ $-130 \mu\text{m}$ est satisfaisant dans tous les cas. En faisant une moyenne de toutes les valeurs, nous obtenons un point focal moyen d'exactly $-135 \mu\text{m}$. C'est cette valeur qui sera utilisée pour les tests.

La détermination du point focal fut réalisée à trois reprises pour quelques-unes des configurations présentées au **Tableau 3.3**. Dans tous les cas, le ou les maximums ne variaient pas significativement d'un test à l'autre. De plus, l'ajustement du point focal fut effectué à quelques reprises au cours de la réalisation du projet. Les résultats n'ont jamais changés significativement.

L'impact du point focal sur les mesures fut évalué à l'aide d'une suspension d'alumine concentrée à 5% poids/poids. Le mode *fine* et une vitesse de 8 m/s furent

utilisés avec une vitesse d'agitation de 500 RPM. La médiane pondérée de différentes façons et le nombre de particules mesurées par seconde sont présentés à la **Figure 3.7**.

Cette figure montre que le nombre de particules détectées varie considérablement avec la position du point focal. Il atteint son maximum à $-20 \mu\text{m}$, où il est 11% plus élevé qu'à $-135 \mu\text{m}$. Cependant, la médiane varie très peu (en moyenne 9% entre le maximum et le minimum). La position du point focal a donc peu d'impact sur la médiane des distributions.

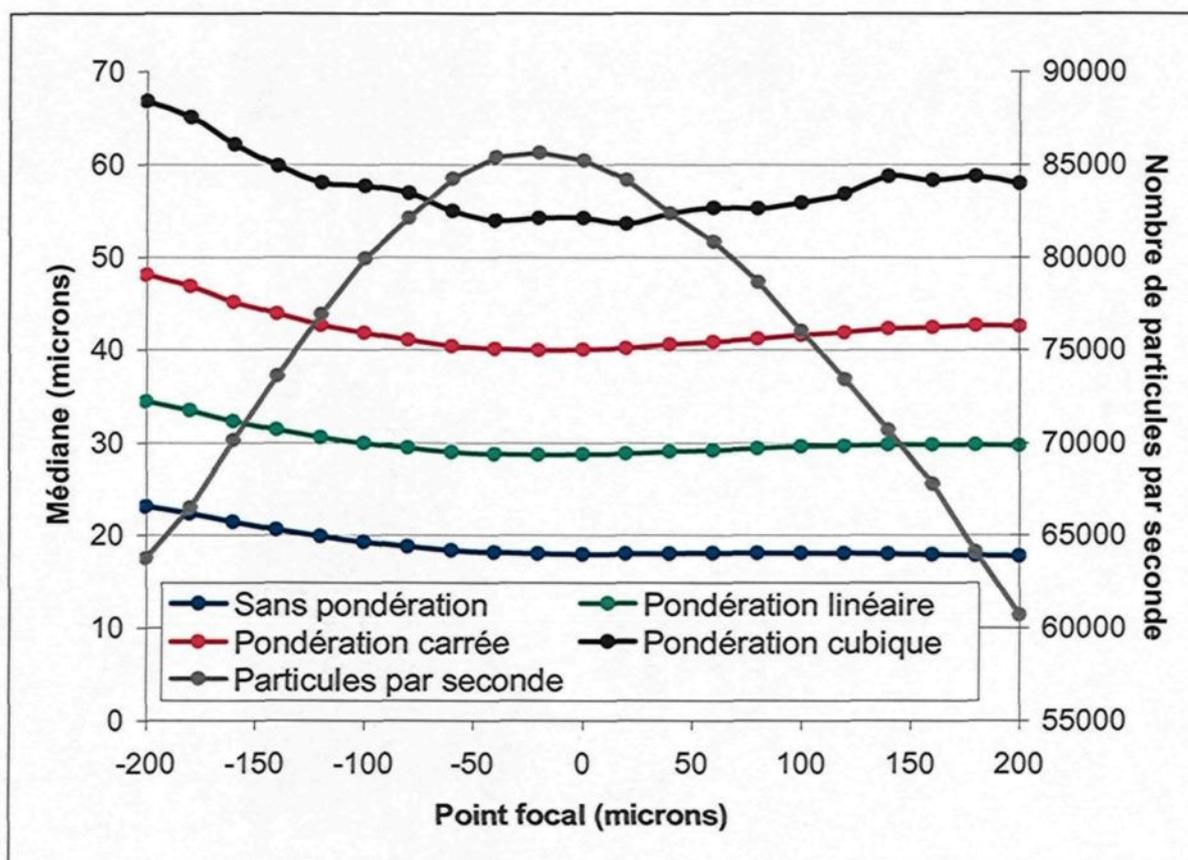


Figure 3.7 : Impact du point focal
(alumine, 5% p/p, 8 m/s, mode fine, 500 RPM)

3.2.2.2 Ajustement de la vitesse, du mode et de la pondération

Les trois paramètres restants – la vitesse de rotation du rayon laser, le choix entre le mode *fine* ou le mode *coarse*, et la pondération des mesures – doivent être ajustés collectivement. Pour ce faire, il suffit d'utiliser différentes configurations pour mesurer des suspensions dont la granulométrie a déjà été mesurée autrement (voir **section 3.2.1**). Le but est de trouver la configuration qui donne des distributions se rapprochant le plus possible des distributions connues. Les granulométries présentées au **Tableau 3.1** et à la **Figure 3.5** sont utilisées comme référence.

Il y a 32 configurations possibles (quatre types de pondérations, quatre possibilités de vitesse et deux modes) et quatre types d'échantillons. Toutes les configurations furent testées pour tous les échantillons. Les résultats sont présentés dans le **Tableau 3.4** (boue rouge), **Tableau 3.5** (petites billes de verre), **Tableau 3.6** (alumine) et **Tableau 3.7** (grosses billes de verre). Dans chaque cas, la concentration massique de la suspension était de 5% et la vitesse d'agitation était de 500 RPM.

Nous remarquons rapidement qu'aucune configuration n'est adéquate pour les quatre échantillons. En fait, il est surprenant de constater à quel point les résultats sont médiocres; en moyenne, l'erreur de la médiane est de 250% (ou 54% si le calcul est effectué en divisant systématiquement par la valeur la plus élevée afin de limiter l'erreur à 100% et d'éviter des erreurs de l'ordre de 3000% à certains endroits).

Tableau 3.4 : Médiane et nombre de particules mesurées par seconde pour de la boue rouge selon différentes configurations (médiane : environ 5.8 μm)

Mode	Vitesse du rayon laser (m/s)	Médiane (μm)				Nombre de particules par seconde
		Sans pondération	Pondération linéaire	Pondération carrée	Pondération cubique	
<i>Fine</i>	2	4.6	9.0	19.6	46.6	77596
	4	5.8	11.9	25.4	50.9	119739
	6	7.3	15.2	31.9	57.9	139524
	8	8.9	18.7	38.3	66.5	149632
<i>Coarse</i>	2	13.1	31.9	57.1	92.2	40815
	4	18.2	52.2	96.9	163.6	53087
	6	23.1	73.7	140.0	228.3	58715
	8	28.5	100.5	207.1	347.0	59843

Tableau 3.5 : Médiane et nombre de particules mesurées par seconde pour les petites billes de verre selon différentes configurations (médiane : 5.8 μm)

Mode	Vitesse du rayon laser (m/s)	Médiane (μm)				Nombre de particules par seconde
		Sans pondération	Pondération linéaire	Pondération carrée	Pondération cubique	
<i>Fine</i>	2	7.1	11.5	16.5	22.5	58220
	4	8.2	12.8	18.7	26.0	99640
	6	9.2	14.3	21.4	29.8	129471
	8	10.3	16.0	24.3	34.4	151797
<i>Coarse</i>	2	17.4	32.0	49.8	70.0	34855
	4	22.7	48.6	80.5	114.6	50324
	6	26.9	64.0	107.9	149.6	60292
	8	30.4	78.1	131.3	175.0	66511

Tableau 3.6 : Médiane et nombre de particules mesurées par seconde pour l'alumine selon différentes configurations (médiane : 34.2 μm)

Mode	Vitesse du rayon laser (m/s)	Médiane (μm)				Nombre de particules par seconde
		Sans pondération	Pondération linéaire	Pondération carrée	Pondération cubique	
<i>Fine</i>	2	16.3	28.5	39.1	51.3	23203
	4	18.1	29.7	41.0	55.5	42688
	6	19.5	30.9	42.9	57.4	59498
	8	20.7	32.2	44.8	61.3	74682
<i>Coarse</i>	2	33.3	48.9	68.5	90.4	17549
	4	41.6	66.2	96.6	129.8	28336
	6	48.3	82.8	125.2	171.0	36312
	8	54.0	98.6	153.4	212.7	42847

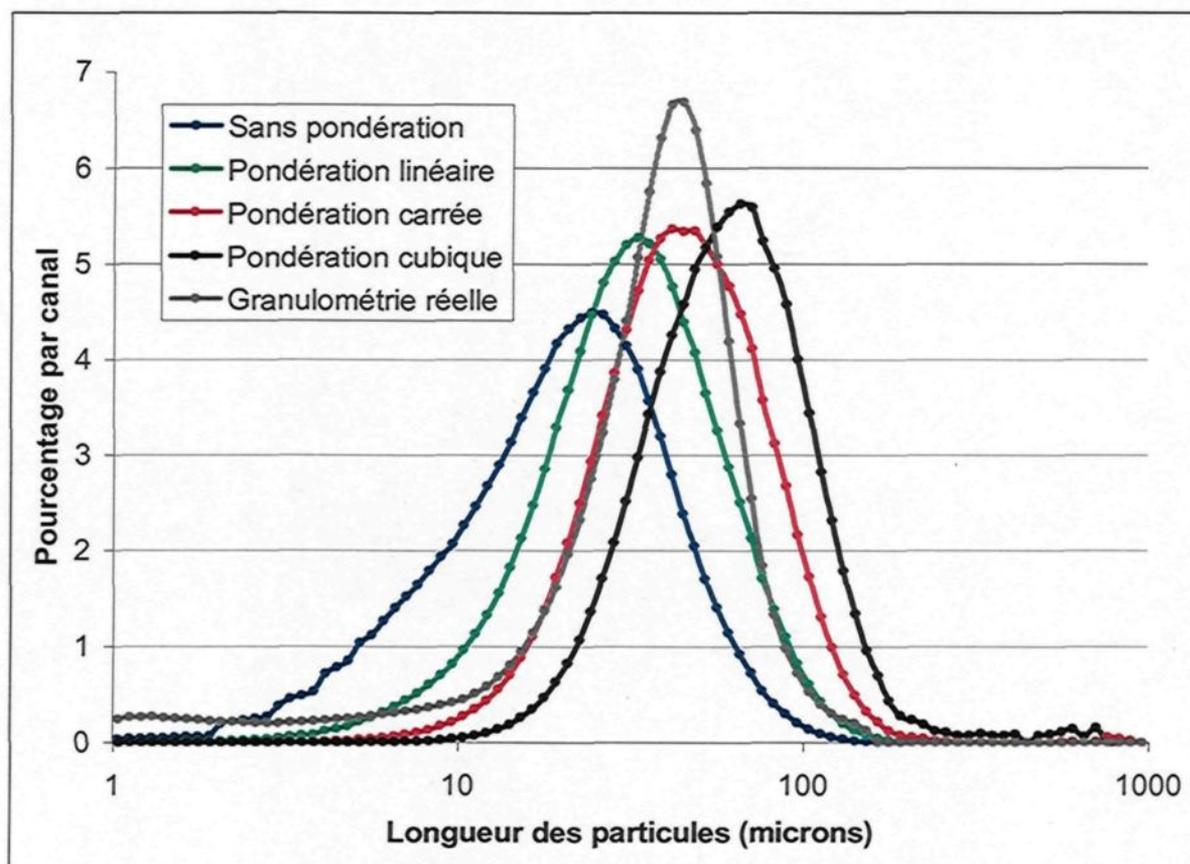
Tableau 3.7 : Médiane et nombre de particules mesurées par seconde pour les grosses billes de verre selon différentes configurations (médiane 240 μm)

Mode	Vitesse du rayon laser (m/s)	Médiane (μm)				Nombre de particules par seconde
		Sans pondération	Pondération linéaire	Pondération carrée	Pondération cubique	
<i>Fine</i>	2	7.5	35.6	90.0	153.7	1473.0
	4	12.1	48.9	118.0	190.6	1818.8
	6	17.0	53.9	140.6	224.7	2164.9
	8	17.5	50.3	151.5	247.4	2951.7
<i>Coarse</i>	2	35.6	49.8	115.6	234.3	1141.9
	4	52.3	81.3	163.0	291.5	1768.4
	6	69.6	111.8	190.0	327.4	2254.2
	8	80.8	128.6	207.5	339.6	3099.1

Les tendances sont les suivantes : la médiane augmente avec la vitesse de rotation du rayon laser; le mode *coarse* donne de plus grandes médianes que le mode *fine*; et la médiane augmente avec l'ordre de la pondération. Ainsi, la configuration la mieux adaptée aux petites particules (petites billes de verre et boue rouge) est celle qui donne de petites médianes : vitesse de rotation de 2 m/s, mode *fine* et sans pondération. À l'inverse, la meilleure configuration pour de grosses particules (grosses billes de verre) se trouve à l'autre extrémité du spectre, ou presque. Finalement, la meilleure configuration pour les particules intermédiaires (alumine) est obtenue quelque part entre ces deux extrémités.

Puisque aucune configuration n'est bien adaptée à l'ensemble des grosseurs, il faut définir notre priorité et trouver le meilleur compromis. Dans le cadre de ce projet, les particules qui seront mesurées devraient normalement avoir une taille comparable à celles des grosses billes de verre. Il est cependant possible qu'une suspension mal floculée possède une médiane comparable à celle observée pour l'échantillon d'alumine. Il faut donc tenter de trouver une configuration qui est bien adaptée à la fois à la granulométrie des grosses billes de verre et à celle de l'échantillon d'alumine. Nous allons étudier chaque paramètre individuellement.

Commençons par la pondération. La **Figure 3.8** illustre les distributions obtenues pour les quatre ordres de pondération avec une suspension d'alumine en utilisant le mode *fine* et une vitesse du rayon laser de 8 m/s. La concentration était de 5% p/p et l'agitation de 500 RPM. La distribution considérée comme réelle apparaît aussi sur le graphique. Les médianes des quatre courbes sont listées au **Tableau 3.6**. Cette figure montre que plus l'ordre de la pondération est élevé, plus la courbe se déplace vers la droite. Dans ce cas particulier, la meilleure distribution est obtenue en utilisant une pondération carrée et la meilleure médiane est obtenue en utilisant une pondération linéaire.



**Figure 3.8 : Impact de la pondération
(alumine, 5% p/p, 8 m/s, mode fine, 500 RPM)**

En regardant les résultats pour les grosses billes de verre (Tableau 3.7), il est évident que seules les pondérations carré ou cubique donnent des résultats acceptables pour de grosses particules. En effet, il n'y a que deux médianes supérieures à 100 μm pour des configurations avec des ordres de pondération de 0 ou de 1. En plus, ces deux configurations donnent de très mauvais résultats pour toutes les autres suspensions.

Le choix entre une pondération carrée ou cubique est difficile; l'ordre carré fonctionne mieux pour l'alumine tandis que l'ordre cubique fonctionne mieux pour les grosses billes de verre. Le choix final sera effectué à la fin du chapitre.

Pour terminer, il faut souligner que la pondération est un peu différente des autres variables car il n'y pas nécessairement de meilleur choix; elle permet simplement de mettre l'emphase sur différentes sections de la distribution. Dans le cas actuel, une pondération carrée ou cubique fonctionne mieux parce que nous mesurons de grosses particules, mais il faut garder à l'esprit que tous les modes de pondération peuvent être pertinents dans certains contextes. Par exemple, le mode sans pondération est mieux adaptés à une boue non-floculée (ou très peu floculée). Pour cette raison, aucun ordre de pondération ne doit être systématiquement rejeté.

Regardons maintenant la vitesse du rayon laser. La **Figure 3.9** illustre les distributions obtenues à partir d'une suspension de petites billes de verre (concentration de 5% p/p) pour différentes vitesses du rayon laser. Une pondération cubique et le mode *fine* furent utilisées. Il y a 100 canaux répartis de façon logarithmique de 1 à 100 μm . Les valeurs exactes des médianes sont listées dans l'avant-dernière colonne du **Tableau 3.5**. Notons que la distribution réelle des petites billes est beaucoup plus petite celles présentées à la page suivante (voir **Figure 3.5**).

La **Figure 3.9** montre que les longueurs mesurées augmentent avec la vitesse de rotation du rayon laser. Cette tendance peut être reliée au nombre de particules mesurées par seconde (voir **Tableau 3.5**). De 2 m/s à 8 m/s, ce nombre augmente seulement d'un facteur 2.6 (58220 à 151797) au lieu d'un facteur 4 comme le rapport des vitesses le prédirait. Le rapport des médianes entre 2 et 8 m/s est de 1.53, ce qui correspond au rapport $4/2.6$! En fait, la longueur totale de particules mesurées par *mètre balayé* (et non par seconde) est presque constante pour une suspension donnée. Dans le cas présent, elle est de 0.24; la sonde mesure 0.24 mètre de particules par mètre balayé, et ce peu importe la vitesse de rotation du rayon laser (la variation est de l'ordre de 1.5% pour les

quatre vitesses). Par conséquent, l'augmentation de la taille de la distribution n'est probablement pas due à un « allongement » des particules provoqué par la vitesse élevée du laser, puisque cela augmenterait la longueur totale mesurée par mètre balayé. Il semblerait plutôt qu'un laser ayant une vitesse de rotation élevée a tendance à considérer deux particules collées comme une seule ou, à l'inverse, qu'un laser lent est plus susceptible de séparer une particule unique en deux. Quoi qu'il en soit, rien ne permet de déterminer avec certitude quelle vitesse est réellement plus précise ou mieux adaptée à notre situation.

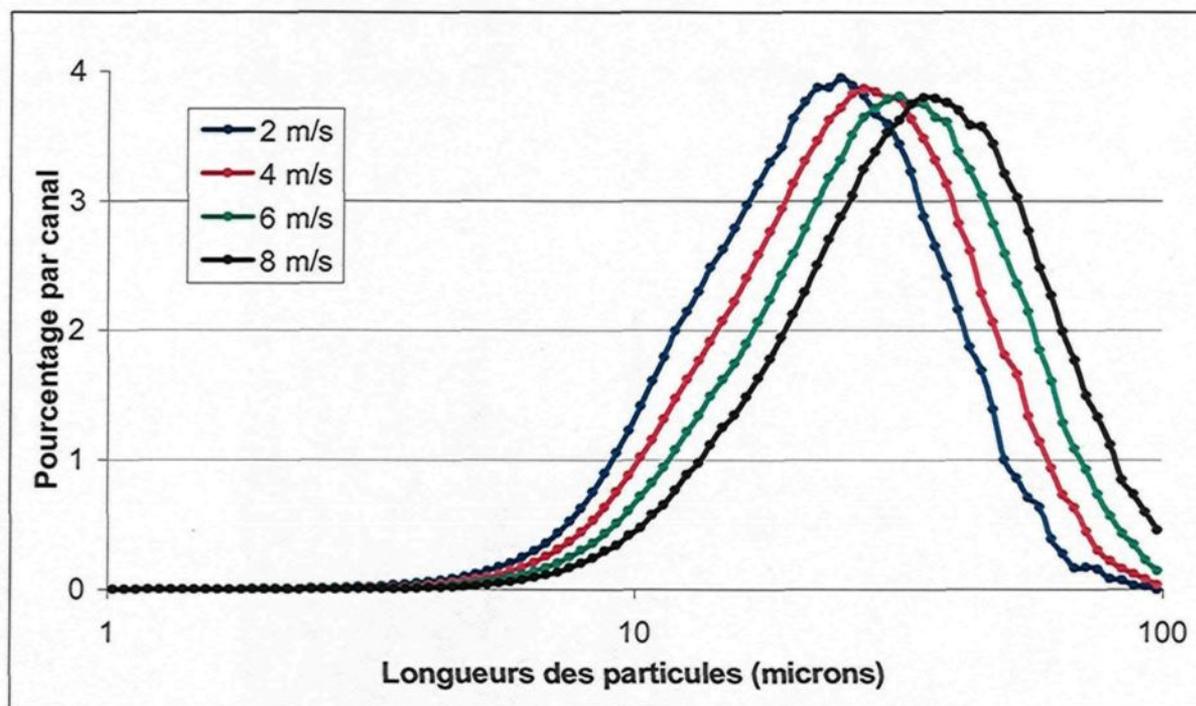


Figure 3.9 : Impact de la vitesse du rayon laser
(petites billes de verre, 5% p/p, mode fine, 500 RPM, pondération cubique,
100 canaux, répartition logarithmique)

Les résultats présentés dans les tableaux ne sont pas très utiles non plus : une vitesse de rotation faible fonctionne mieux pour l'alumine tandis qu'une vitesse de rotation élevée fonctionne mieux pour les grosses billes de verre.

Puisque les données n'indiquent pas de choix clair, il faut considérer d'autres aspects du système. La sonde fonctionne selon l'hypothèse que la vitesse de l'écoulement est négligeable par rapport à celle du rayon laser. Dans un système où les vitesses d'écoulements sont élevées, une vitesse de rotation élevée est donc à privilégier. Pour des raisons qui deviendront claires au **Chapitre 5**, ce fait nous amène à choisir une vitesse de 8 m/s.

Il reste le choix entre le mode *coarse* et le mode *fine*. La sonde fut utilisée pour mesurer une suspension de boue rouge floculée et non-floculée à l'aide des deux modes. Le dosage était de 100 g/T, la concentration de 5% p/p et l'agitation de 300 RPM. Une pondération carrée fut utilisée. Les résultats sont illustrés à la **Figure 3.10**. Il est évident que les deux modes mesurent bien la différence entre une boue floculée et une boue non-floculée. La différence est cependant plus importante pour le mode *fine* que pour le mode *coarse*. Le mode *fine* est donc attrayant pour ce projet puisqu'il permet de mieux mesurer l'impact de la floculation.

Les résultats obtenus pour les grosses billes de verre sont plus ambiguës; à 8 m/s, le mode *coarse* donne de meilleurs résultats pour une pondération carrée et le mode *fine* donne de meilleurs résultats pour une pondération cubique.

En bout de ligne, il a été décidé d'utiliser le mode *coarse*. Ce choix fut fait en partie pour rester cohérent avec les mesures préliminaires du projet (qui furent réalisées avant que l'analyse de la sonde ne soit complétée) et surtout parce que la littérature recommande d'utiliser le mode *coarse* pour des suspensions floculées⁽²¹⁾. De toute façon,

l'analyse des résultats est principalement comparative, et cette technique est valide même si la configuration de la sonde n'est pas complètement optimale.

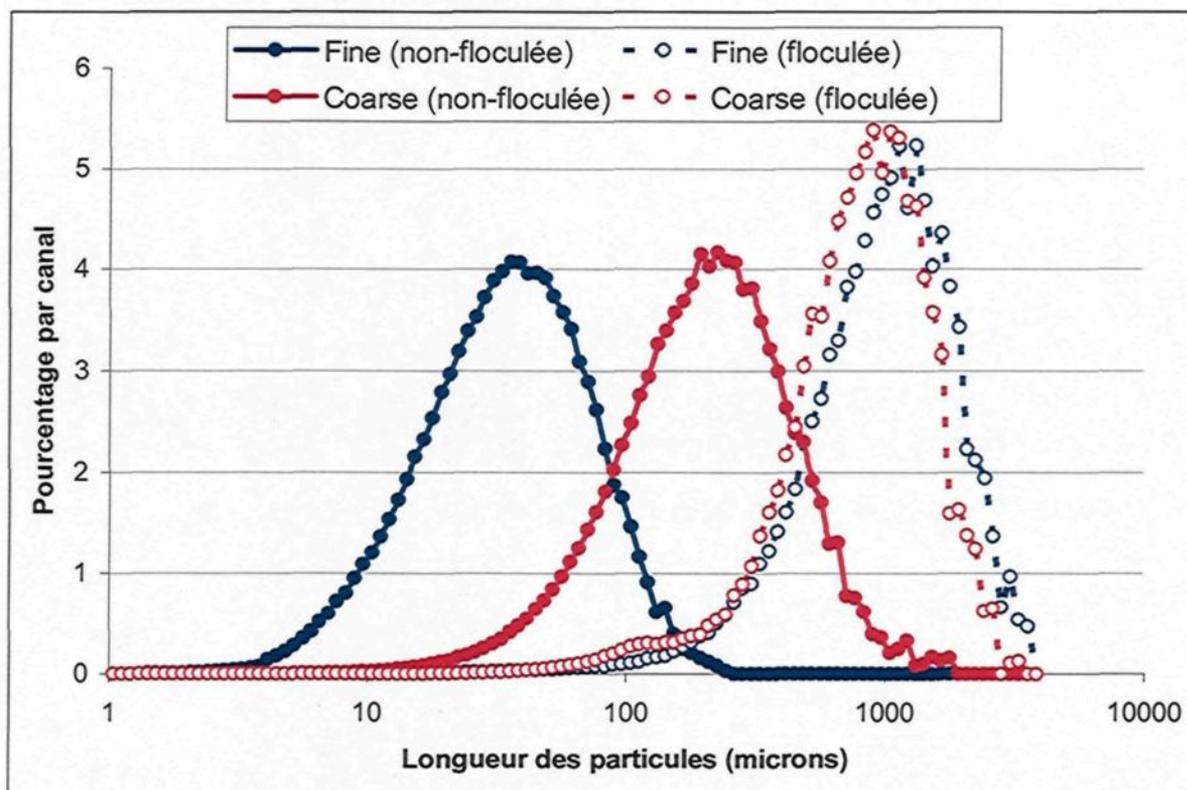


Figure 3.10 : Impact du mode pour des particules floculées et non-floculées (boue rouge, 5% p/p, 8 m/s, 300 RPM, pondération carrée, 100 g/T, 108 canaux, répartition logarithmique)

En résumé, notre analyse nous mène à la configuration suivante : vitesse de rotation du laser de **8 m/s**, mode **coarse** et pondération **carrée** ou **cubique**. Il est intéressant de constater qu'une approche basée uniquement sur l'erreur des différentes configurations donne un résultat assez similaire. La configuration qui donne la plus petite erreur moyenne (42%) est une vitesse de rotation de 8 m/s, le mode *fine* et une pondération cubique.

3.2.3 Impact du système sur la sonde FBRM

Les caractéristiques physiques du milieu dans lequel la sonde est immergée peuvent influencer les mesures. Il y a trois caractéristiques principales : le type de solide, le niveau d'agitation et la concentration de la suspension.

L'impact du type de solide est difficile à évaluer, mais nous avons plusieurs indications que ce n'est pas un paramètre problématique dans notre cas. Premièrement, toutes les suspensions étudiées dans ce projet sont formées à partir de boue rouge. Il y a donc peu de variation dans la nature des suspensions. Deuxièmement, les tests de la section précédente ont été effectués avec trois matériaux différents (dont de la boue rouge), et aucun ne semblait donner de meilleurs (ou de pires) résultats que les autres. Troisièmement, la sonde est théoriquement assez robuste à la réflectivité et à la forme des particules. Finalement, les mesures ont démontré que la sonde mesure très bien la différence entre une boue floculée et une boue non-floculée (voir **Figure 3.10**). Par conséquent, nous pouvons supposer que la sonde fonctionne adéquatement pour le type de solide que nous utilisons.

L'impact du niveau d'agitation est beaucoup plus facile à mesurer. La **Figure 3.11** présente la médiane de la distribution d'une même suspension de boue rouge en fonction du niveau d'agitation. L'augmentation de l'agitation provoque une légère augmentation de la médiane, mais seulement pour des ordres de pondération élevée. En effet, l'écart type des médianes est d'environ 1% pour les pondérations d'ordre 0 et d'ordre 1, mais cette valeur augmente jusqu'à 4.5% pour une pondération carrée et 8.5% pour une pondération cubique.

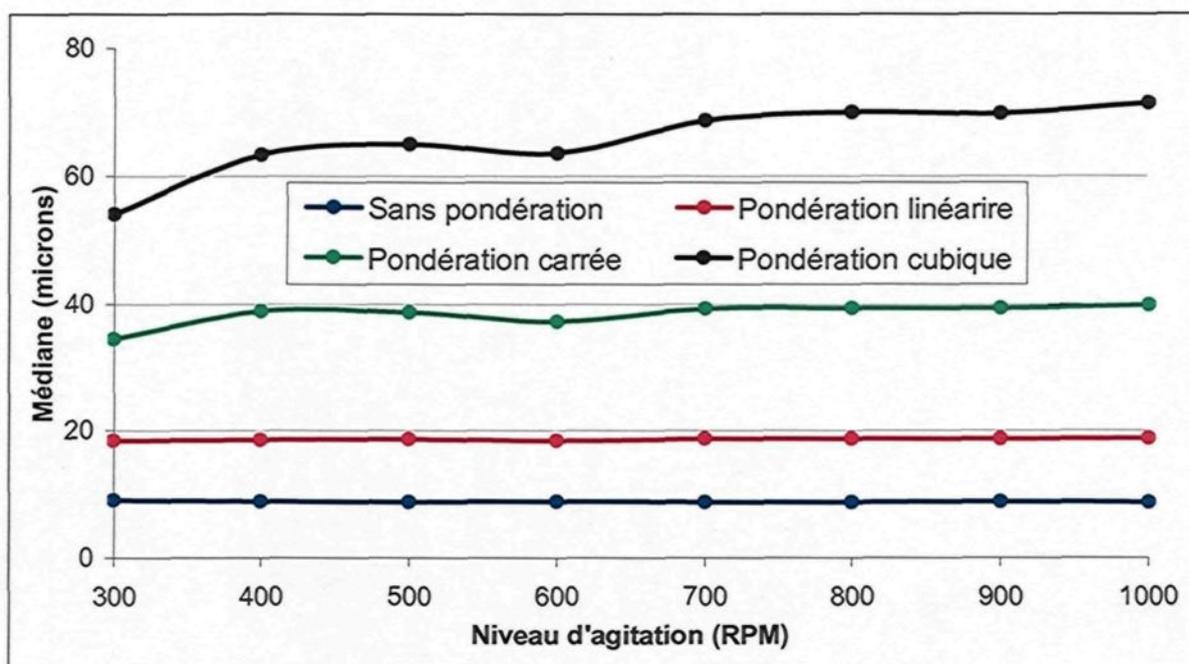


Figure 3.11 : Impact du niveau d'agitation
(boue rouge, 5% p/p, 8 m/s, mode fine)

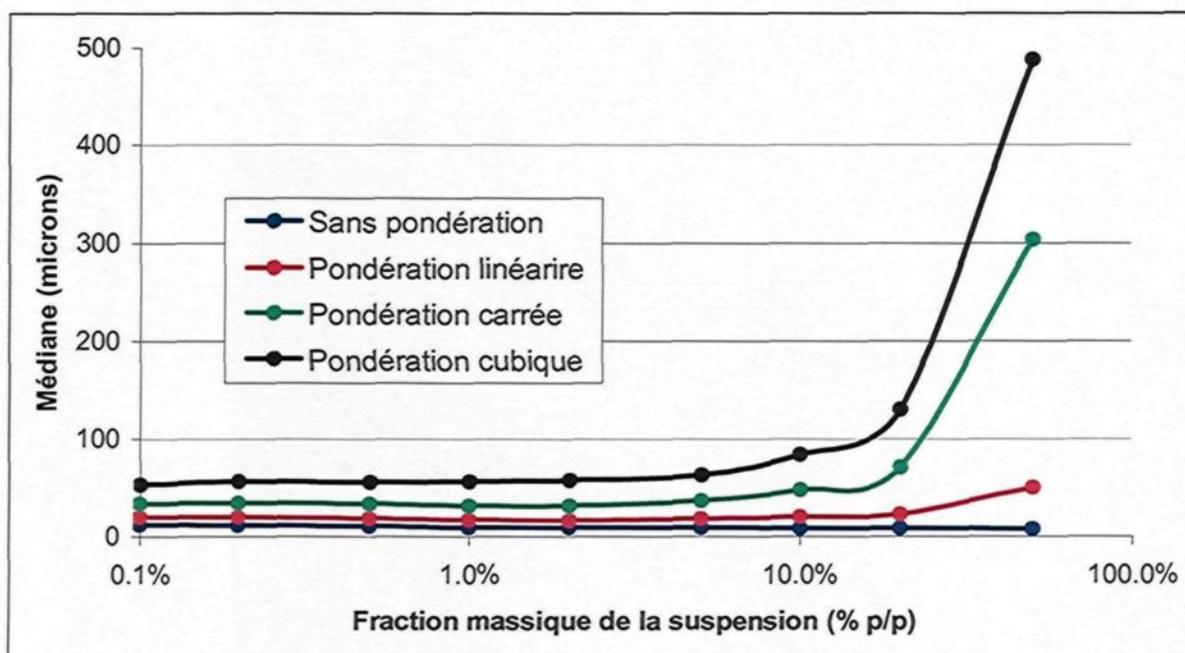


Figure 3.12 : Impact de la concentration de la suspension
(boue rouge, 8 m/s, mode fine, 500 RPM)

L'impact de la concentration de la suspension fut étudié à l'aide de plusieurs suspensions de boue rouge. La concentration fut variée de 0.1% à 50%. Les résultats sont présentés à la **Figure 3.12**. L'impact de la concentration est minime jusqu'à environ 5%, modéré de 5% à 20%, et important par la suite. Ici aussi, les effets sont plus prononcés pour des pondérations élevés. Pour une pondération d'ordre 0, la médiane diminue de 30% entre les deux extrémités du graphique, tandis que pour les ordres 1, 2 et 3 la médiane augmente respectivement d'un facteur 2.5, 9 et 9.2.

Il y a deux conclusions à tirer de ces résultats. La première est que les ordres de pondération élevés sont moins robustes aux fluctuations du système que les ordres plus bas. La deuxième est que les résultats provenant d'une suspension ayant une concentration élevée doivent être interprétés avec prudence.

3.3 PARAMÈTRES UTILISÉS POUR QUANTIFIER LA QUALITÉ DE LA FLOCCULATION

3.3.1 Description des paramètres

Il y quatre paramètres couramment utilisés pour quantifier une distribution granulométrique.

- **La médiane.** Elle est définie comme étant la valeur centrale de la distribution. En d'autres mots, le nombre de particules plus petites que la médiane est égal au nombre de particules plus grandes que la médiane. C'est le paramètre le plus simple et le plus répandu.

- **La moyenne.** Elle est définie comme étant la moyenne arithmétique de la taille de toutes les particules de la distribution. La moyenne ressemble beaucoup à la médiane, mais elle est presque toujours plus grosse. Par exemple, à la **Figure 2.3**, la médiane est seulement de 5.8 μm mais la moyenne est de 35 μm . Ce phénomène se produit parce que la moitié supérieure de la distribution est presque toujours plus étendue par rapport à la médiane que la moitié inférieure. La moyenne est donc excessivement influencée par les grosses particules, et pour cette raison la médiane lui est généralement préférée.
- **La taille correspondant à un pourcentage de la distribution cumulative.** Ce paramètre est exprimé sous la forme de d_x , où x est un pourcentage et d est le diamètre correspondant. Ainsi, d_{50} est la taille correspondant à 50% de la distribution cumulative ou, en d'autres mots, à la médiane. Les deux autres valeurs courantes sont d_{10} et d_{90} .
- **Le pourcentage (ou le nombre) de particules contenu dans un certain intervalle de la distribution.** Dans ce rapport, nous ne considérons que des intervalles de la forme $[0, x]$. Ce paramètre est exprimé sous la forme c_x et représente le pourcentage des particules ayant une taille inférieure à x .

Il y a un autre élément à spécifier pour que ces paramètres soient complètement définis : l'ordre de la pondération. Tel que mentionné précédemment, la pondération détermine approximativement la variable de la distribution granulométrique : nombre, longueur, surface ou volume/masse de particules. Par conséquent, la « médiane » (par exemple) n'est pas un paramètre complet ; il faut spécifier la variable qui est quantifiée par cette médiane. Une autre façon d'expliquer ceci est de dire qu'il existe quatre médianes pour une seule lecture de la sonde – une pour chaque ordre de pondération. Dans ce qui

suit, nous allons considérer uniquement une pondération carrée ou cubique, tel qu'établie à la **Section 3.2**.

3.3.2 Choix des variables

Afin de choisir les paramètres qui seront utilisées pour quantifier la qualité de la floculation, des tests de floculation en bécher ont été réalisés. Le montage expérimental présenté à la **Figure 3.4** fut utilisé. Ce système produit une floculation quelque peu inégale : il génère de gros floccs (voir **Figure 3.13**), mais une partie de ces floccs est brisée par l'hélice, ce qui entraîne la présence de fines particules dans la suspension. Cela peut entraîner une légère distorsion de la distribution granulométrique.

Deux mesures furent utilisées : la distribution granulométrique des floccs et la clarté, déterminées respectivement avec la sonde FBRM et à l'aide d'une mesure de la concentration en solide du liquide surageant. La procédure utilisée est la suivante : pour commencer, l'agitation est réglée à une vitesse de 300 RPM pour une suspension de boue



Figure 3.13 : Floculation dans un bécher

rouge ayant une concentration de 5% p/p. Le flocculant est ajouté au temps $t = 0$. La granulométrie est ensuite mesurée du temps $t = 20$ secondes au temps $t = 30$ secondes (des tests préliminaires ont révélés que la granulométrie atteint son maximum entre 15 et 40 secondes). Une vitesse de rotation du rayon laser de 8 m/s et le mode *fine* sont

utilisées. L'agitation est arrêtée au temps $t = 30$ secondes et la suspension est laissée au repos pendant 30 secondes additionnelles. Finalement, au temps $t = 60$ secondes, un échantillon de 60 ml de liquide surnageant est récupéré. Trois essais furent réalisés pour chaque dosage. Les concentrations moyenne du surnageant en fonction du dosage sont présentées au **Tableau 3.8**. Les concentrations sont relativement élevées en raison de la rupture des floes et du très court temps de décantation.

Tableau 3.8 : Concentration en solide du liquide surnageant en fonction du dosage

Dosage (g/T)	Concentration en solide du liquide surnageant (mg/l)
0	53320
20	28010
40	4998
60	1186
80	721
100	372

Note : pour des raisons reliées aux limitations de l'équipement de filtration, la concentration pour un dosage de 0 g/t fut calculée théoriquement à l'aide de l'Équation 2.10.

En tout, 16 paramètres ont été considérés : moyenne, médiane, d_{10} , d_{90} , C_{20} , C_{50} , C_{100} et C_{200} , chacun combiné avec les deux ordres de pondération. Trois critères furent établis pour choisir les paramètres les plus aptes à quantifier la qualité de la floculation.

- La corrélation entre le paramètre et la concentration en solide du liquide surnageant, afin de déterminer la capacité du paramètre à quantifier la clarté.
- Le ratio entre la valeur à 0 g/T et celle à 100 g/T, afin de déterminer la capacité du paramètre à mettre en évidence la différence entre une boue non-floculée et une boue très bien floculée.

- Le ratio entre la valeur à 80 g/T et 100 g/T, afin de déterminer la capacité du paramètre à mettre en évidence la différence entre une boue bien floculée et une boue très bien floculée.

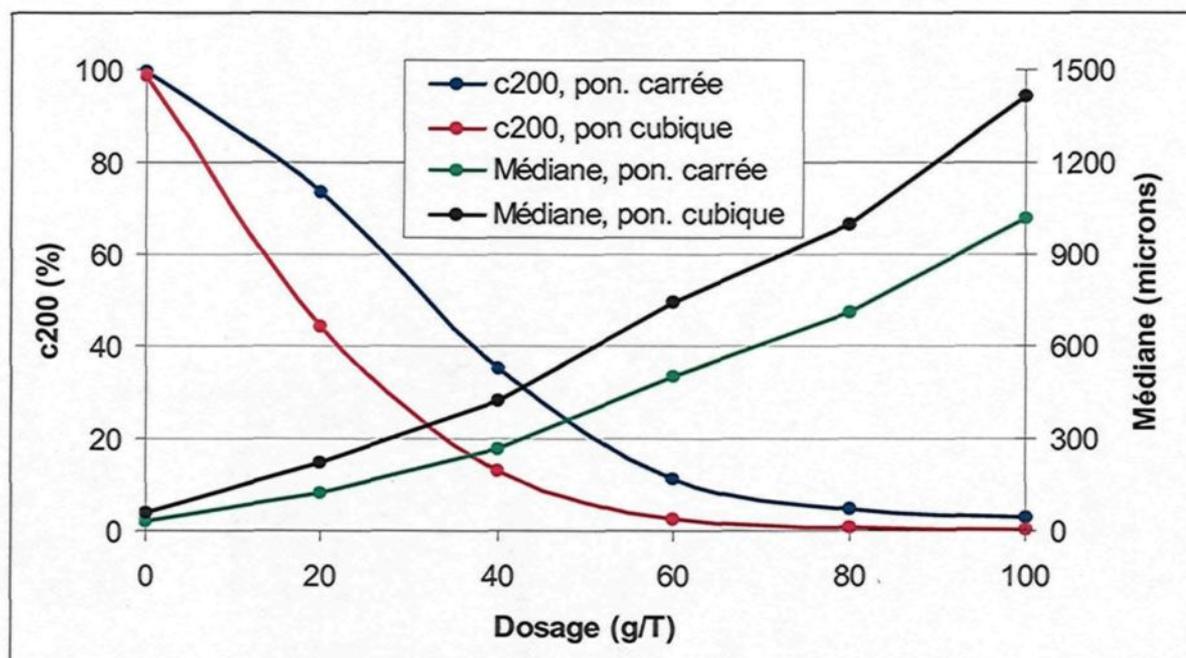
Les paramètres ont été classés selon chaque critère. Un système de pointage fut ensuite appliqué afin de déterminer le classement final. Le **Tableau 3.9** présente les cinq premières positions.

Tableau 3.9 : Classement des variables

Rang	Variable	
1	c_{200}	Cubique
2	c_{200}	Carrée
3	Médiane	Carré
4	d_{10}	Cubique
5	Médiane	Cubique

La meilleure variable est le c_{200} . La deuxième est plus difficile à choisir, mais la médiane semble préférable au d_{10} ; elle est en 3^e et 5^e position, elle est plus populaire dans la littérature, et le d_{10} avec une pondération carrée n'apparaît qu'en 9^e position. La **Figure 3.14** illustre le c_{200} et la médiane.

Il reste à déterminer l'ordre de la pondération. La pondération carrée est mieux adaptée aux petites et moyennes particules, est plus robuste à l'agitation et quantifie mieux la floculation avec la médiane. La pondération cubique est mieux adaptés aux grosses particules (et donc aux particules floculées) et quantifie mieux la floculation avec le c_{200} .



**Figure 3.14 : c_{200} et médiane en fonction du dosage
(boue rouge, 5% p/p, 8 m/s, mode fine, 300 RPM)**

Le choix est ultimement quelque peu arbitraire. Nous utiliserons une pondération carrée parce que ce type de pondération est plus fréquent dans la littérature⁽²⁰⁾⁽²¹⁾.

3.4 CONCLUSION

En conclusion, la sonde FBRM permet de mesurer rapidement et *in situ* la distribution granulométrique d'une suspension. Ces deux qualités en font un instrument de mesure très adapté à ce projet.

La sonde a été ajustée en mettant la priorité sur la qualité des mesures pour de larges particules tout en essayant de trouver le meilleur compromis pour des particules de plus petites tailles. Deux paramètres ont été choisis pour quantifier la qualité de la floculation : la médiane et le c_{200} avec une pondération carrée. De plus, il a été déterminé

que la sonde est relativement robuste aux conditions de l'écoulement, à la position du point focal, au type de solide mesurée, et à la concentration de la suspension lorsqu'elle varie entre 0% et 5%. Cependant, l'impact de la concentration devient important à partir 20%, et il faut alors être très prudent dans l'analyse des résultats.

En terminant, il est important de comprendre que les résultats fournis par la sonde ne correspondent pas vraiment avec la réalité. La sonde ne donne pas réellement une distribution de volume ou de surface ou de diamètre; elle donne une certaine représentation de la distribution granulométrique réelle, ni plus ni moins. Par conséquent, il faut garder à l'esprit que les résultats ne sont valides que dans la mesure où ils sont utilisés de façon *relative* pour *comparer* deux niveaux de floculation.

CHAPITRE 4

PUITS D'ALIMENTATION

Ce chapitre présente une étude du puits d'alimentation conventionnel. Il contient une description de sa géométrie, une revue de la littérature pertinente, et une analyse par CFD de ses propriétés hydrodynamiques.

4.1 DESCRIPTION

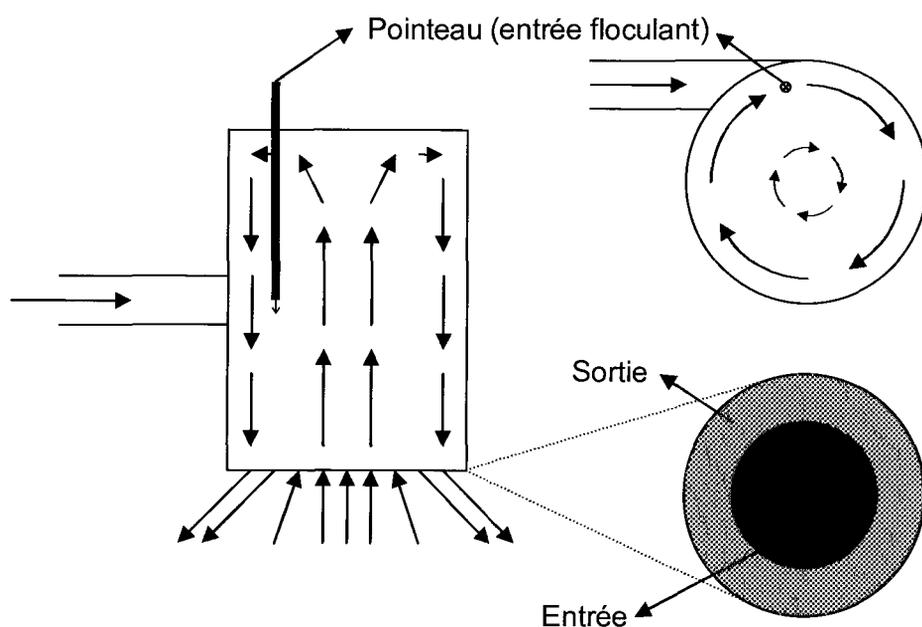


Figure 4.1 : Vues de face et de dessus du puits d'alimentation conventionnel

Le puits d'alimentation conventionnel est illustré à la **Figure 4.1**. La géométrie est très simple : elle consiste d'un cylindre ouvert aux deux extrémités, d'une entrée tangentielle et d'un pointeau. L'extrémité supérieure est ouverte à l'air tandis que le reste du puits est immergé dans le liquide. Dans les décanteurs industriels, le puits peut facilement atteindre plusieurs mètres de diamètre.

Le mélange solide-liquide est acheminé dans le puits par l'entrée tangentielle, créant ainsi un vortex. Ce vortex crée une zone de basse pression (dépression) au centre du disque situé à l'extrémité inférieure du puits (disque horizontale à la sortie). De la liqueur claire (sans solide) est alors aspiré à cet endroit. La liqueur claire remonte jusqu'en haut du puits d'alimentation, pour ensuite redescendre le long des parois. Un mouvement de rotation lui est imparti par le vortex. Au cours de sa descente, elle rentre en contact avec le mélange solide-liquide, provoquant ainsi un effet de dilution. Le mélange dilué descend le long des parois en suivant une trajectoire spiralée et sort par l'extérieur du disque. En résumé, il y a un faible vortex ascendant situé dans la partie centrale du puits et un important vortex descendant située sur sa périphérie. Le flocculant, quant à lui, est généralement injecté par un pointeau positionné relativement près de l'alimentation.

Le vortex, et la dilution qu'il provoque, sont les deux phénomènes les plus importants dans le puits d'alimentation. En théorie, le vortex joue trois rôles : il favorise la dispersion du flocculant; il procure un taux d'agitation optimale pour la floculation; et il permet de dissiper progressivement l'énergie cinétique de l'alimentation. De son côté, la dilution naturelle permet de réduire considérablement la concentration de la boue. La plupart des auteurs attribue un rôle très important à la dilution dans l'efficacité de la floculation⁽²³⁾⁽³⁷⁾⁽⁵³⁾, et plusieurs designs visent à accroître son importance⁽²²⁾⁽⁴⁵⁾.

Le puits d'alimentation offre comme avantage une géométrie simple sans aucune partie mobile. Il est peu dispendieux et il fonctionne adéquatement dans la plupart des cas. Il a cependant le désavantage qui découle directement de sa simplicité : ses paramètres sont hors du contrôle de l'opérateur. La dilution et le niveau d'agitation sont des conséquences indirectes du débit de l'alimentation (et, à un moindre degré, de la concentration de l'alimentation), et il est impossible de les ajuster. Concrètement, cela signifie que lorsque les conditions d'opérations (débit et concentration de l'alimentation) varient, les paramètres à l'intérieur du puits (turbulence, agitation, vitesse, temps de résidence, etc.) varient eux aussi, et la floculation s'en trouve affectée. Le puits d'alimentation n'est donc pas un système particulièrement robuste aux fluctuations.

4.1.1 Variantes

Il existe plusieurs variantes au design conventionnel. La plupart sont simplement des variations mineures des dimensions (la position de l'alimentation, le ratio hauteur/largeur, la position du pointeau, la taille de la conduite d'alimentation, etc.), mais quelques-unes apportent des changements majeurs à la géométrie.

Une première variante consiste à injecter le flocculant dans la conduite menant au puits d'alimentation. L'injection de flocculant dans le puits peut être conservée (créant ainsi un système à deux injections) ou enlevée. De cette façon, la majeure partie de la dispersion s'effectue dans la conduite, ce qui améliore son efficacité. De plus, le puits est maintenant réservé à la floculation. Cette approche permet d'améliorer les performances dans certain cas, mais il y a un risque : si l'injection se fait trop en amont, la floculation peut être initiée dans la conduite et les floccs pourraient alors être brisés avant d'entrée

dans le puits ou en entrant dans le puits⁽³⁷⁾. Un autre désavantage est que la dispersion du floculant se fait sans le support de la dilution. Cette géométrie est discutée plus en détails au **Chapitre 9**.

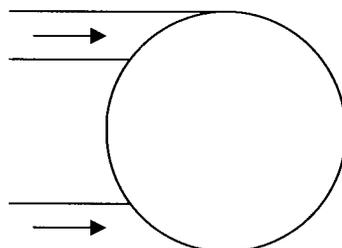


Figure 4.2 : Puits d'alimentation avec deux entrées tangentielles

Une deuxième variante consiste à utiliser un puits d'alimentation avec *deux* entrées tangentielles situés à 180° degrés l'une de l'autre (voir **Figure 4.2**). Les entrées peuvent être au même niveau ou décalées verticalement. Les deux jets vont entrer en contact après avoir parcouru le quart de la périphérie du puits. Le floculant est généralement injecté aux environs du point de contact. La liqueur claire provoquant la dilution est aspirée dans la moitié du puits opposée au point de contact (moitié gauche sur la figure) et la sortie s'effectue dans la moitié du puits sous le point de contact (moitié droite sur la figure).

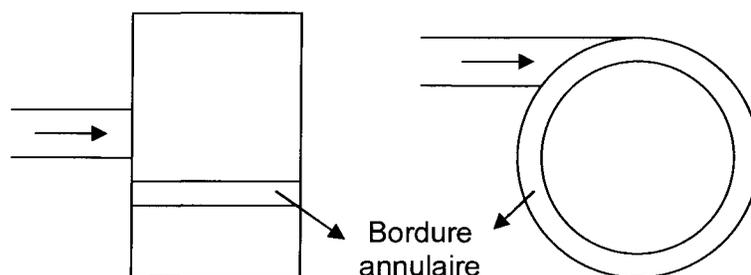


Figure 4.3 : Puits d'alimentation avec une bordure annulaire

Une autre variante utilise une bordure annulaire situé à une certaine distance sous l'arrivée de l'alimentation (**Figure 4.3**). Cette bordure force le vortex descendant à se diriger vers le centre du puits, ce qui améliore la dilution et l'agitation.

Une dernière variante est basée sur l'observation suivante : la présence de solide fait en sorte que la densité est plus élevée à l'intérieur du puits qu'à l'extérieur. Par conséquent, la surface du liquide est souvent plus basse à l'intérieur (voir **Figure 4.4**). Cette différence de hauteur peut être exploitée en posant des fentes pour permettre au liquide extérieur de rentrer, ce qui améliore la dilution.

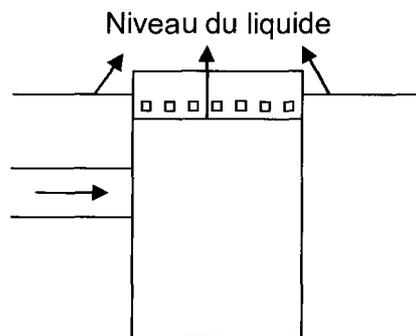


Figure 4.4 : Puits d'alimentation avec fentes

Ces quelques variantes ont toutes été utilisées, mais le design conventionnel demeure la norme dans la majorité des applications.

4.2 REVUE DE LA LITTÉRATURE

La confidentialité industrielle limite l'information disponible sur les études réalisées sur le puits d'alimentation. De plus, les rares travaux disponibles ont tendance à être vagues sur les aspects les plus importants.

En fait, à notre connaissance, un seul projet de recherche concernant le puits d'alimentation dans le contexte du procédé Bayer⁽²⁴⁾⁽²⁵⁾ est disponible dans la littérature. Ce projet a été effectué à l'aluminerie de Worsley, en Australie, par le CSIRO (Commonwealth Scientific and Industrial Research Organisation). Les travaux ont débuté en 1992 dans le but d'augmenter la production de l'aluminerie. Selon l'opinion générale, la meilleure façon d'atteindre cet objectif consistait à améliorer les performances du puits d'alimentation.

Dans la première partie du projet, un modèle CFD du puits d'alimentation fut développé et validé à l'aide de traceurs chimiques. Le modèle prenait en compte deux phases, utilisait une approche Eulérienne-Eulérienne, considérait une seule taille de floccs, imposait une vitesse de sédimentation et utilisait le modèle de turbulence k- ϵ . Le puits d'alimentation ainsi que la partie du décanteur située au-dessus du lit de boue étaient modélisés.

Mais la vraie particularité du modèle provient de sa prise en compte du processus de floculation. Seule l'étape d'adsorption était considérée. Cette approche est fort simple, mais elle permet malgré tout d'obtenir la quantité de flocculant adsorbée ainsi que le pourcentage de recouvrement des particules solides en fonction de la position dans le puits d'alimentation – deux informations très importantes.

Lorsque le modèle fut appliqué au puits d'alimentation, la principale conclusion a été que le flocculant se disperse mal. En effet, la grande densité de l'alimentation fait en sorte qu'elle descend rapidement à travers le puits d'alimentation. Le temps de résidence est donc relativement court et, par conséquent, le recouvrement des particules n'est pas homogène.

Différents points d'injection de flocculant furent testés, sans aucune amélioration notable. Par la suite, des modifications importantes furent apportées à la géométrie du puits. Aucun détail n'est fourni, mais il est indiqué que ces modifications ont permis d'améliorer grandement les performances du puits.

D'autres projets similaires furent effectués à Worsley. Les améliorations sur le puits d'alimentation et sur d'autres aspects du système ont permis d'augmenter la capacité du circuit de 210% entre 1992 et 2001.

Il existe d'autres travaux sur le puits, mais ils n'ont pas été effectués à l'aide de boues rouges et ils sont donc moins intéressants. En voici un bref survol en ordre de pertinence.

- ❖ En 2001, Sutalo et al.⁽⁴⁵⁾⁽⁵³⁾ ont comparé l'écoulement dans un puits d'alimentation conventionnel avec celui dans un puits d'alimentation avec bordure annulaire (voir **Figure 4.3**) en utilisant un modèle CFD à une phase. Le modèle a été validé à l'aide d'un montage expérimental muni d'un vélocimètre Doppler à laser (cet équipement permet de mesurer le champ de vitesse en temps réel). Les résultats du modèle CFD correspondaient bien avec les mesures expérimentales. Une constatation importante fut que le modèle de turbulence RSM donne systématiquement de meilleurs résultats que le modèle de turbulence k- ϵ . En particulier, le modèle k- ϵ n'a pas réussi à calculer correctement la composante axiale de l'écoulement au centre du puits d'alimentation. D'autre part, les chercheurs ont conclu que la bordure annulaire améliore le mélange entre l'alimentation et l'écoulement provenant du bas du décanteur (liquide de dilution). En effet, lorsqu'il n'y a pas de bordure, l'écoulement provenant de l'alimentation se

concentre à proximité des parois du puits pour ensuite descendre rapidement vers la sortie. Dans ce cas, la dilution et la dispersion du flocculant ne sont pas efficaces. Cependant, l'ajout d'une bordure oblige l'écoulement provenant de l'alimentation à se déplacer quelque peu vers le centre avant de descendre vers le bas. Ceci augmente le temps de résidence et assure un meilleur mélange entre l'alimentation et le liquide de dilution.

- ❖ Johnston et al.⁽²³⁾ ont réalisé une étude en 1996 portant sur un puits d'alimentation à deux entrées tangentielles (voir **Figure 4.2**). Ils ont développé un modèle CFD à deux phases pour réaliser une étude paramétrique. Sommairement, leur résultat indique que la concentration de l'alimentation est le paramètre le plus important. Lorsqu'elle est très élevée, les jets s'affaissent rapidement; dans certains cas, ils peuvent même sortir du puits avant d'entre en contact.

- ❖ En 1996, Foster et al.⁽¹⁴⁾ ont cherché à optimiser la position du point d'injection du flocculant. Pour ce faire, ils ont développé une approche basée sur des équations empiriques. Ils peuvent ainsi estimer trois variables : l'épaisseur de la couche limite à proximité des parois, la taille du jet de l'alimentation en fonction de sa position et la viscosité turbulente du jet en fonction de sa position. Leur approche est simple et ingénieuse, mais de nos jours la modélisation CFD offre beaucoup plus de possibilités.

- ❖ En 1998, Kinnear et al.⁽²⁷⁾ ont fait une étude rigoureuse de deux puits d'alimentation. Les puits avaient des diamètres différents – 10 pieds (3.05 mètres)

et 20 pieds (6.1 mètres) – mais ils étaient installés dans des décanteurs identiques. Leurs performances ont été mesurées pendant une semaine et comparées à un modèle CFD. L'étude a conclu que le puits de 6 mètres produisait une meilleure floculation. Malheureusement, les décanteurs étudiés étaient des clarificateurs dans un circuit de traitement des eaux usées. Par conséquent, les résultats s'appliquent difficilement au projet actuel.

- ❖ Probst⁽³⁷⁾ a étudié un puits muni d'une alimentation de flocculant dans la conduite et un autre qui utilise des fentes pour augmenter la dilution (voir **Figure 4.4**). Il a utilisé la CFD pour optimiser leurs performances. Il donne un bon survol du puits d'alimentation et des problématiques pertinentes, mais il n'offre aucun détail sur le modèle qu'il a utilisé ou sur la géométrie exacte des puits qu'il a étudiés.
- ❖ Jagger et Arbuthnot⁽²²⁾ ont développé un puits d'alimentation qui améliore la dilution. Ce dernier fut installé dans plusieurs usines avec succès. Les auteurs ne donnent aucun détail supplémentaire.
- ❖ Easton⁽¹⁰⁾ affirme avoir développé un puits d'alimentation qui dissipe mieux l'énergie cinétique et qui améliore les performances. Encore une fois, aucun détail n'est fourni.

Dans l'ensemble, ces articles sont trop vagues pour être très utiles, mais il est néanmoins possible d'en tirer deux grandes conclusions.

- La CFD est un outil puissant qui a un énorme potentiel pour améliorer la conception d'équipements. Elle permet d'acquérir une meilleure compréhension de la structure de l'écoulement, de diagnostiquer les problèmes, et de tester rapidement plusieurs géométries alternatives. Il a été démontré que même un modèle CFD relativement simple prédit bien l'écoulement dans le puits d'alimentation. Notons également que le modèle de turbulence RSM est supérieur au modèle k- ϵ .
- Le puits d'alimentation n'est pas optimal. La dispersion et la dilution ne sont pas efficaces et le temps de résidence est trop court. Un équipement qui offre de meilleures performances est donc requis. Plusieurs auteurs ont proposé des modifications ou des variantes au puits d'alimentation, mais il apparaît évident que le concept global devrait être revu.

4.3 MODÉLISATION DU PUIT D'ALIMENTATION

Cette section utilise la modélisation CFD afin d'étudier le profil hydrodynamique présent dans le puits d'alimentation.

4.3.1 Géométrie

Deux puits sont considérés.

- Le puits du décanteur industriel de l'usine de Rio-Tinto Alcan de Gove en Australie.

- Le puits du décanteur pilote du GRUSSL au CURAL.

Tableau 4.1 : Dimensions des puits d'alimentation

Symbole	Définition	Dimensions des puits	
		GRUSSL	Gove
H	Hauteur	40 cm	3.5 m
L	Largeur	20.5 cm	4.5 m
H_f	Hauteur de l'entrée de floculant	16.7 cm	1.5 m
L_f	Distance entre la paroi et l'entrée de floculant	1.55 cm	0.35 m
D_a	Diamètre de l'alimentation	3.3 cm	75 cm
D_f	Diamètre de l'entrée de floculant	0.5 cm	5.5 cm

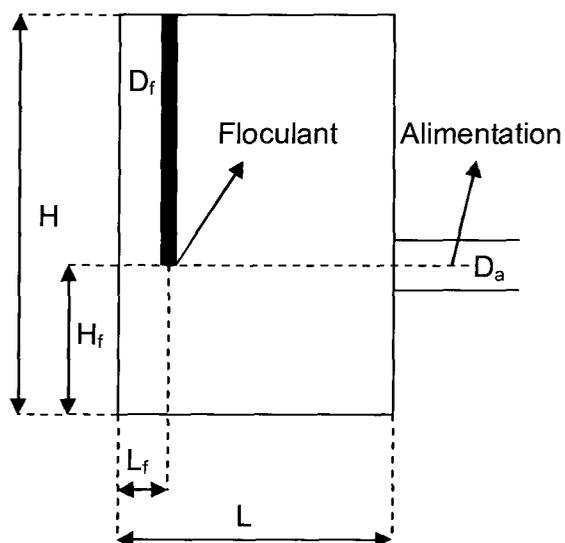


Figure 4.5 : Paramètres géométriques des puits d'alimentation

Le puits industriel (Gove) est de 10 à 20 fois plus grand que le puits pilote (GRUSSL). Les dimensions sont illustrées à la **Figure 4.5** et présentées au **Tableau 4.1**.

Les deux puits d'alimentation sont présentés à la **Figure 4.6**.

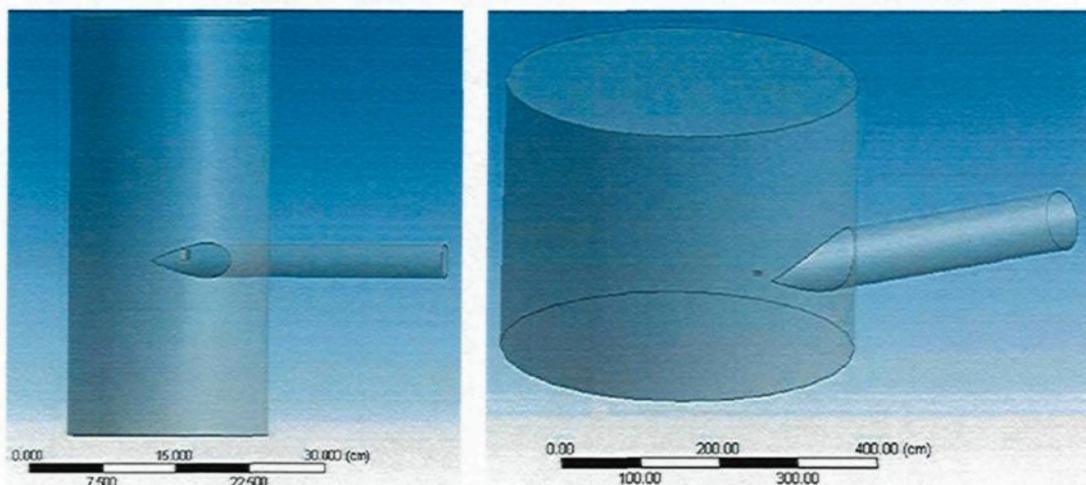


Figure 4.6 : Puits d'alimentation du GRUSSL (gauche) et de Gove (droite)

Un maillage contenant environ deux millions d'éléments fut créé pour chaque géométrie. Le maillage du puits de Gove est présenté à la **Figure 4.7**.

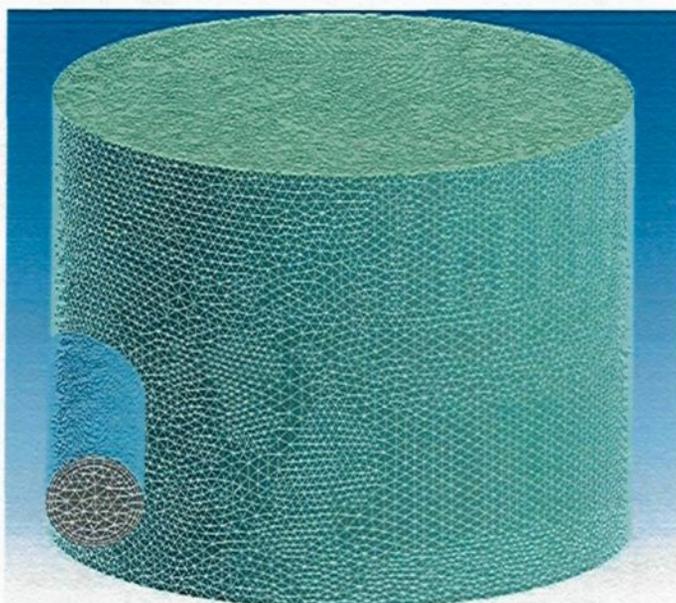


Figure 4.7 : Maillage du puits d'alimentation de Gove

4.3.2 Paramètres du modèle

Les paramètres sont présentés au **Tableau 4.2**.

Tableau 4.2 : Paramètres des simulations

Paramètre	GRUSSL	Gove
Débit volumique de l'alimentation	1.13 l/s	489 l/s
Concentration de l'alimentation	76.6 g/l	
Vitesse de l'alimentation	1.32 m/s	1.11 m/s
Débit volumique de flocculant	0.01733 l/s	2.5 l/s
Vitesse du flocculant à l'entrée	0.88 m/s	1.05 m/s
Activité du flocculant	0.5 g/l	1.5 g/l
Dosage de flocculant	100 g/T	
Densité du solide	3260 kg/m ³	
Densité de la liqueur	1030 kg/m ³	
Densité du flocculant	1030 kg/m ³	
Viscosité du solide	0.0013 Pa-s	
Viscosité de la liqueur	0.0013 Pa-s	
Viscosité du flocculant	Équation 2.2	

Les autres paramètres de la simulation sont énumérés ci-dessous.

- Le modèle de turbulence k- ϵ est utilisé (le modèle RSM est plus précis, mais il est aussi beaucoup plus exigeant en temps de calcul; pour les besoins de ce projet, le modèle k- ϵ est suffisant).
- Les calculs sont effectués en régime permanent.

- Les vitesses sont imposées aux deux entrées (alimentation du mélange solide-liquide et du floculant).
- Une pression moyenne nulle est imposée à la sortie.

Le mélange solide-liquide-floculant est traité comme une mixture de composition variable entre trois liquides. La densité et la viscosité de la mixture sont déterminées en pondérant les propriétés des espèces en fonction de leur concentration. Cette approche comporte plusieurs simplifications, mais elle permet de simuler l'évolution de la concentration de solide et de floculant dans l'écoulement, et elle devrait fournir des résultats valables.

4.3.3 Modèle de floculation

Un modèle de floculation sommaire fut développé. Lorsque le floculant et le solide viennent en contact, ils réagissent et produisent des floes. Ces derniers sont inertes et ne réagissent plus. La réaction se fait dans les mêmes proportions que l'alimentation : 100 grammes de floculant sont nécessaires pour floer une tonne de boue sèche. La réaction n'est pas instantanée, mais elle très rapide. C'est une réaction de premier ordre par rapport au réactif limitant.

Le modèle ne simule pas l'agglomération ou la rupture des floes – il considère uniquement le contact entre le solide et le floculant. En ce sens, c'est plus un modèle de dispersion qu'un modèle de floculation. Il donne cependant une information extrêmement pertinente : il indique le pourcentage de floculant et de solide qui a réagi. En d'autres mots, il donne une excellente quantification de la qualité de la dispersion en fournissant la fraction de solide qui est entrée en contact avec le floculant.

4.3.4 Résultats

4.3.4.1 Écoulement

Des lignes de courant débutant à l'alimentation et à l'entrée de flocculant sont respectivement illustrées pour les deux puits à la **Figure 4.8** et à la **Figure 4.9**. Les couleurs des lignes représentent le temps de résidence.

Dans les deux systèmes, l'alimentation se sépare à l'entrée du puits. Une partie de l'alimentation se dirige vers le bas et quitte rapidement du puits, tandis que l'autre partie se dirige vers le haut et tournoie longuement avant de le quitter. Les temps de résidence varient entre 1 et 20 secondes pour le puits du GRUSSL et entre 10 et 150 secondes pour le puits de Gove.

Nous observons aussi que les lignes de courant du flocculant ne se mélangent pas beaucoup; elles restent groupées. Nous pouvons remarquer que la trajectoire du flocculant correspond approximativement celle de la partie de l'alimentation qui s'est immédiatement dirigée vers le bas. Le flocculant effectue environ 1.25 tour en 1.3 seconde avant de quitter le puits du GRUSSL, tandis qu'il n'effectue que 2/3 de tour en 13 secondes dans le puits de Gove.

La **Figure 4.10** présente l'énergie cinétique de turbulence (k) des deux puits au niveau de l'alimentation. Il est possible d'y voir que l'écoulement dans le puits de Gove est légèrement plus turbulent que celui dans le puits du GRUSSL.

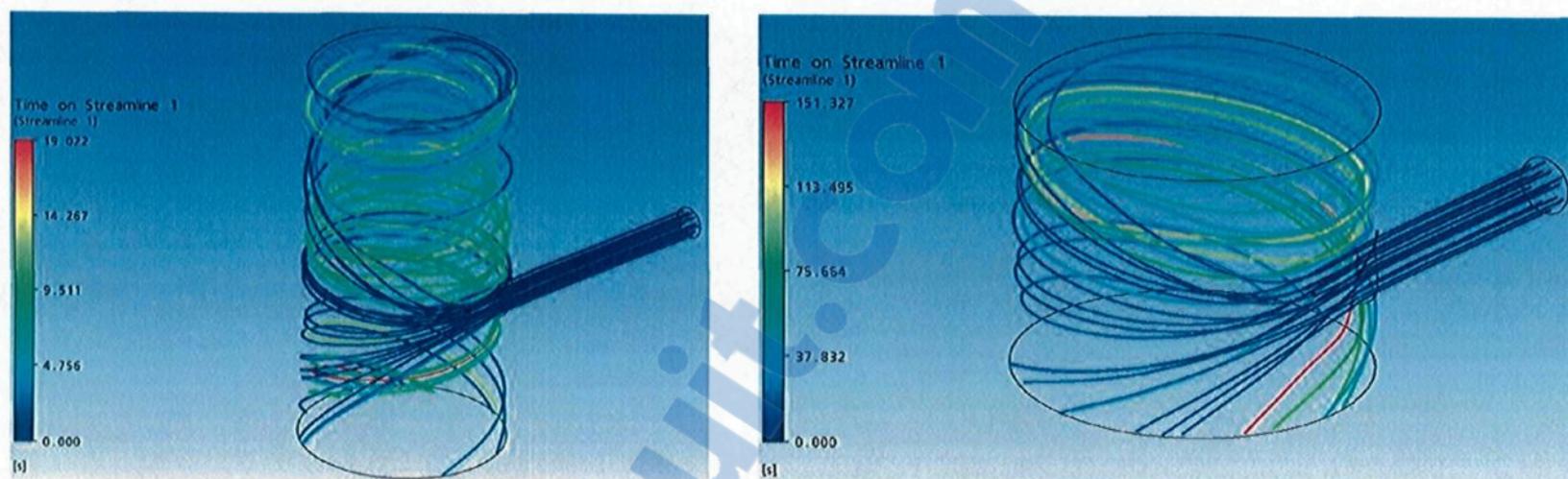


Figure 4.8 : Lignes de courant débutant à l'alimentation (gauche: GRUSSL – droite: Gove)

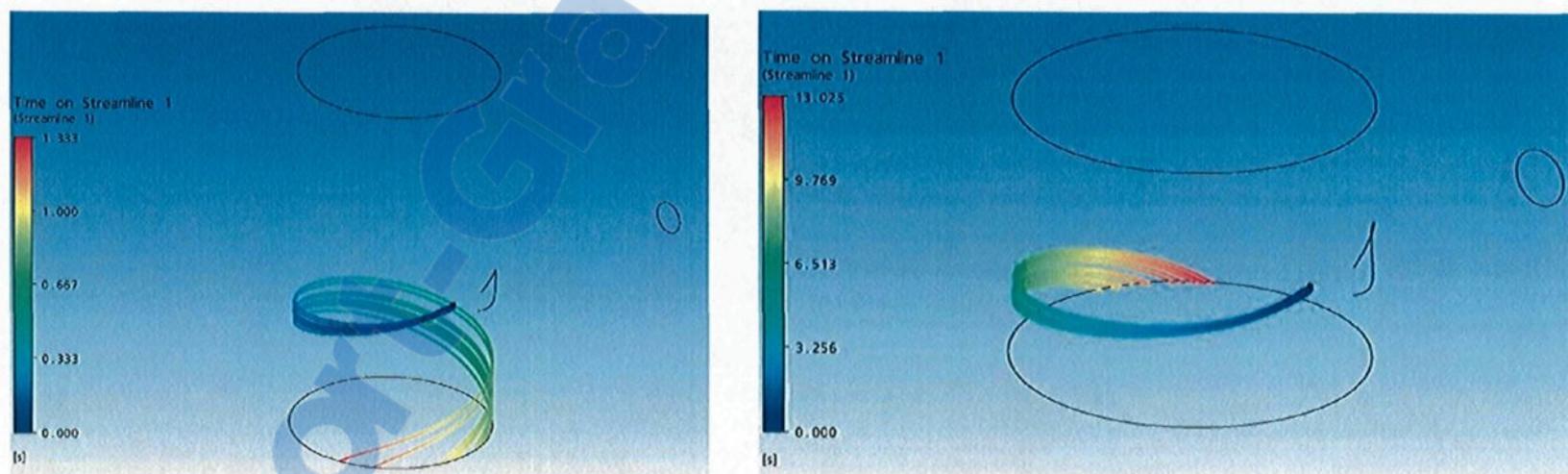


Figure 4.9 : Lignes de courant débutant à l'entrée de flocculant (gauche: GRUSSL – droite: Gove)

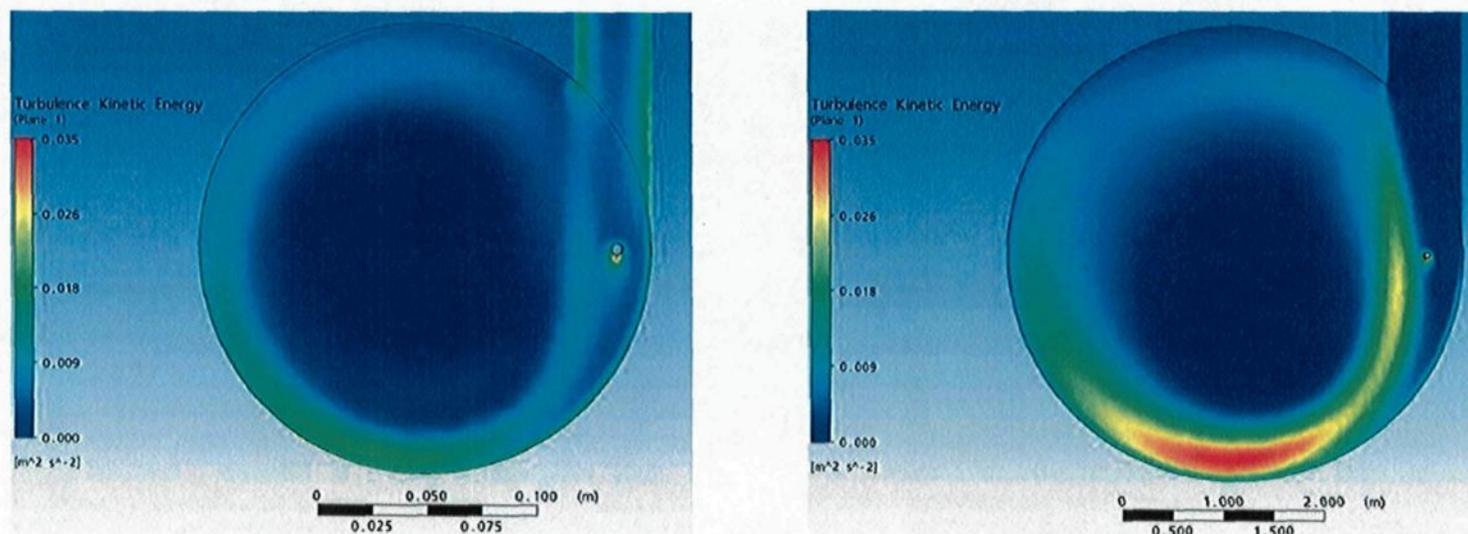


Figure 4.10 : Énergie cinétique de turbulence au niveau de l'alimentation (gauche: GRUSSL – droite: Gove)

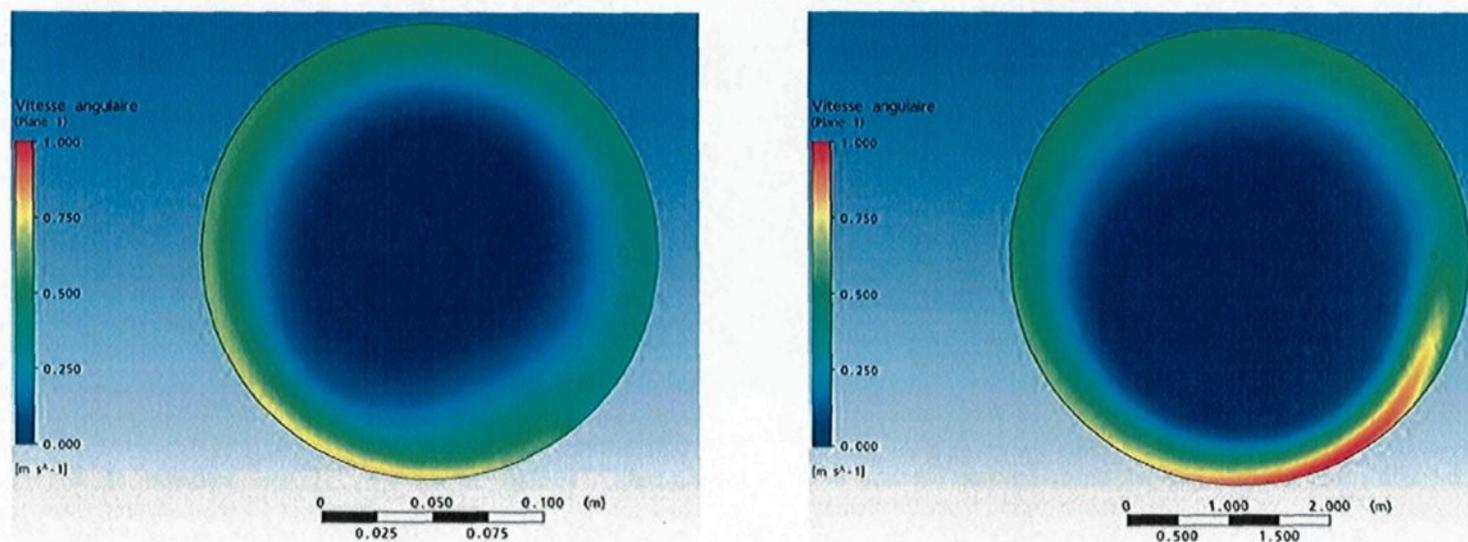


Figure 4.11 : V_0 à mi-chemin entre l'alimentation et la sortie (gauche: GRUSSL – droite: Gove)

La **Figure 4.11**, quant à elle, illustre la vitesse tangentielle (en m/s) à mi-chemin entre l'alimentation et le bas du puits. La vitesse tangentielle n'est pas directement disponible dans **CFX**. Elle a été calculée en prenant le module de la vitesse multiplié par le sinus de l'angle entre le vecteur de position (x, y) et le vecteur de vitesse (u, v) :

$$v_{\theta} = \left| \sqrt{u^2 + v^2} \sin \left[\tan^{-1} \left(\frac{v}{u} \right) - \tan^{-1} \left(\frac{y}{x} \right) \right] \right| \quad (4.1)$$

v_{θ} = vitesse tangentielle (m/s)

La vitesse tangentielle est légèrement plus grande dans le puits de Gove.

Il est possible de tirer trois conclusions de ces observations. Premièrement, la division de l'alimentation à l'entrée en une trajectoire ascendante et une trajectoire descendante ne favorise probablement pas la qualité de la floculation. Le temps de résidence du mélange solide-liquide est soit très court ou soit très long. Lorsqu'il est court, la floculation et la dilution sont probablement incomplètes. Lorsqu'il est long, il est possible que les floccs aient le temps de devenir assez gros pour risquer d'être briser sous l'action de la turbulence présente dans le puits. La floculation serait plus optimale si toute l'alimentation était soumise au même temps de résidence.

Deuxièmement, le flocculant ne se disperse pas bien. Il semble clair qu'une partie de l'alimentation ne rentre même pas en contact avec lui.

Troisièmement, malgré quelques similarités au niveau de la turbulence et de la vitesse de rotation, les deux puits d'alimentation sont en réalité très différents, et cela se répercute sur leur performance. En effet, il a été observé que le puits du GRUSSL produit une bien meilleure floculation que le puits de Gove. C'est tout à fait normal. La turbulence et la vitesse tangentielle sont approximativement égales pour les deux puits, mais celui de

Gove est 20 fois plus large et reçoit 400 fois plus de débit! Un niveau de turbulence qui produit une bonne dispersion pour un débit volumique de l'ordre de 1 l/s ne sera pas suffisant pour des débits volumiques de l'ordre de 500 l/s; au même titre une vitesse tangentielle qui donne une bonne rotation pour un puits de 20 cm ne produira presque aucune rotation dans un puits de 4.5 m (en fait, si la vitesse angulaire était utilisée au lieu de la vitesse tangentielle, elle serait 20 fois plus petite dans le puits de Gove).

4.3.4.2 Dilution

La **Figure 4.12** illustre la vitesse à la sortie des deux puits; le bleu signifie que l'écoulement se dirige vers le bas et le rouge signifie qu'il se dirige vers le haut. Les deux profils sont assez similaires.

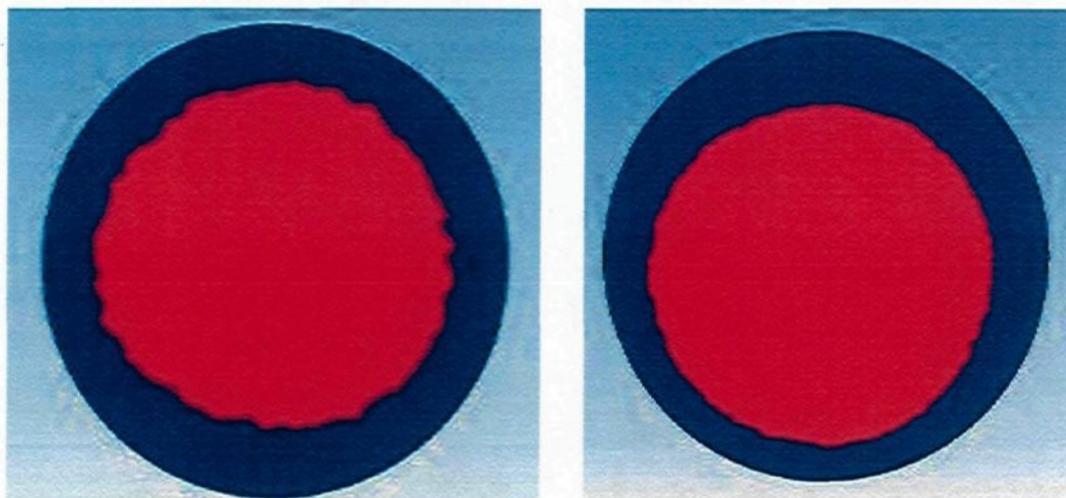


Figure 4.12 : Vitesse à la sortie des puits (GRUSSL à gauche et Gove à droite)

Le **Tableau 4.3** présente le débit volumique ascendant dans les deux puits à quatre hauteurs différentes : au bas, à mi-chemin entre le bas et l'alimentation, à l'alimentation et

finalement à mi-chemin entre l'alimentation et le haut du puits. Dans les deux cas, le débit ascendant est maximal au bas du puits. Il diminue en remontant et augmente ensuite après l'alimentation, puisqu'il est alors composé à la fois du liquide de dilution et de la partie de l'alimentation qui s'est dirigée vers le haut.

De façon proportionnelle, la dilution est un peu plus importante dans le puits de Gove, peut-être dû à son plus petit ratio hauteur/largeur. Pour ce puits, le débit de dilution à l'entrée du puits est égal à 125% du débit de l'alimentation, mais il diminue jusqu'à 60% à la hauteur de l'alimentation.

Tableau 4.3 : Débit ascendant des deux puits à différentes hauteurs

Hauteur	Débit volumique ascendant (l/s)	
	GRUSSL	Gove
Bas	1.27	610
Mi-chemin entre le bas et l'alimentation	0.88	460
Alimentation	0.62	296
Mi-chemin entre l'alimentation et le haut	0.85	373
Débit volumique de l'alimentation	1.13	489

4.3.4.3 Flocculation

Le **Tableau 4.4** donne les résultats pour les deux puits : les débits massique de solide et de floculant à la sortie, les pourcentages de solide et de floculant qui ont réagi (en théorie le même chiffre – les différences représentent les erreurs de convergence numérique) et la quantité de floculant actif dans le puits d'alimentation.

De toute évidence, la floculation se produit beaucoup mieux dans le puits du GRUSSL que dans le puits de Gove.

Tableau 4.4 : Floculation dans les puits d'alimentation

Puits d'alimentation	Solide non floculée		Floculant		Floculant actif dans le système (g)
	Débit massique à la sortie (g/s)	Pourcentage qui a réagit (%)	Débit massique à la sortie (g/s)	Pourcentage qui a réagit (%)	
GRUSSL	15.0	82.7	3.41	80.9	0.00241
Gove	12600	66.4	914	64.5	7.57

La position et l'orientation de l'injection de floculant ont été modifiées dans une tentative d'améliorer la qualité de la dispersion. Deux positions (proche de l'alimentation et loin de l'alimentation) et trois orientations (vers le bas, vers l'alimentation et vers la paroi) ont été étudiées. Elles sont illustrées à la **Figure 4.13** (les cercles avec un X au centre représentent une alimentation vers le bas).

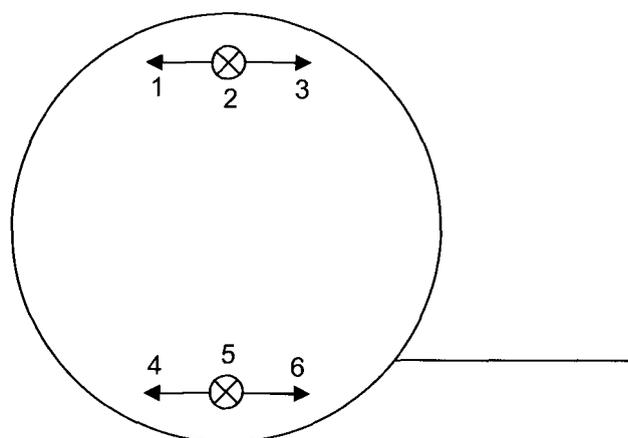


Figure 4.13 : Positions de l'injection de floculant

Les six configurations ont été simulées pour le puits du GRUSSL. Les résultats sont présentés au **Tableau 4.5**.

Tableau 4.5 : Comparaison de différents points d'injections pour le puits d'alimentation du GRUSSL

Position de l'alimentation	Solide non floculée		Floculant		Floculant actif dans le système (mg)
	Débit massique à la sortie (kg/s)	Pourcentage qui a réagit (%)	Débit massique à la sortie (kg/s)	Pourcentage qui a réagit (%)	
1	21.0	75.7	4.27	76.1	10.1
2	25.8	70.3	5.21	70.8	9.11
3	20.6	76.2	4.57	74.4	7.92
4	12.6	85.4	2.76	84.6	3.65
5	15.0	82.7	3.41	80.9	2.41
6	12.7	85.3	2.78	84.4	3.59

Deux constatations s'imposent.

- De meilleurs résultats sont obtenus lorsque l'alimentation de floculant est située à proximité de l'alimentation de boue.
- Il n'y a pas de différence appréciable dans les résultats entre une orientation vers l'alimentation ou une orientation vers la paroi. Cependant, orienter le floculant vers le bas produit définitivement une moins bonne dispersion.

4.3.5 Conclusion

Un puits comme celui du GRUSSL fonctionne relativement bien parce qu'il est assez petit pour que la turbulence présente à l'intérieur produise une bonne dispersion du flocculant. Mais cela ne tient plus à l'échelle industrielle. Le même niveau de turbulence ne suffit pas à disperser le flocculant dans un grand débit.

Il n'y a pas de solution simple. Modifier le point d'injection du flocculant ne provoque qu'une amélioration minime de la dispersion. Augmenter la dilution ne serait pas utile non plus, puisque le débit de dilution est déjà amplement suffisant. Même augmenter la turbulence en accélérant la vitesse de l'alimentation ou en réduisant le diamètre du puits n'est pas une option viable; la dispersion se ferait mieux, certes, mais la turbulence serait tellement élevée en certains endroits qu'elle briserait les floccs. La meilleure solution est probablement d'injecter le flocculant dans la conduite. Cette option est étudiée au **Chapitre 9**, où il est montré qu'elle permet effectivement d'améliorer la dispersion, mais pas assez. De plus, elle entraîne des problèmes associés à la rupture des floccs. En somme, aucune modification évidente ne corrigera vraiment ce problème parce qu'il est causé par la structure fondamentale de l'écoulement.

La principale conclusion de cette analyse du puits d'alimentation est que ce dernier n'est pas adapté aux grands débits. La seule vraie solution est de revoir complètement le design.

CHAPITRE 5

DÉVELOPPEMENT DU NOUVEAU FLOCCULATEUR

Il y a deux étapes principales dans le développement du nouveau flocculateur : le développement du concept et le développement du premier prototype. Ces étapes sont décrites dans ce qui suit.

5.1 REVUE DES BREVETS

Avant de développer le nouveau flocculateur, un survol des innovations qui ont déjà été proposées dans ce domaine est nécessaire. Une recherche a été réalisée afin d'identifier tous les brevets américains liés au puits d'alimentation ou à la floculation au cours des 25 dernières années. Les résultats sont énumérés au **Tableau 5.1**.

Une étude des douze inventions répertoriées révèle que la plupart ne sont pas des flocculateurs.

Les brevets 5 944 995, 6 273 537, 6 800 209, et 7 243 802 présentent des inventions qui visent à dissiper l'énergie cinétique de l'alimentation. Ils n'offrent pas de nouvelles méthodes pour disperser le flocculant ou pour améliorer la floculation.

Tableau 5.1 : Liste des brevets

Numéro de brevet	Année	Titre
7 243 802	2007	Inlet structure for clarifiers ⁽¹⁾
7 156 990	2007	Coagulation-flocculation apparatus ⁽⁴⁷⁾
7 090 777	2006	Aggregation precipitation method ⁽²⁶⁾
6 966 985	2005	Self-diluting feedwell including a vertical education mechanism ⁽⁴⁰⁾
6 800 209	2004	Energy dissipating inlet for clarifier feedwells ⁽⁵⁴⁾
6 273 537	2001	Enhanced flocculation and energy dissipation feedwell assembly for water and wastewater treatment clarifiers ⁽¹²⁾
5 944 995	1999	Clarifier feedwell ⁽³⁹⁾
5 893 970	1999	Self-diluting feedwell for thickener dilution ⁽⁵²⁾
5 120 436	1992	Liquid clarification by effecting cohesion of solids ⁽³⁸⁾
4 954 259	1990	Process for the treatment and purification of water by the flocculation of suspended particles in a fluidized bed ⁽¹¹⁾
4 394 270	1983	Apparatus for the chemical conditioning sludges ⁽¹⁹⁾
4 372 581	1983	Multi stage flocculation treatment system ⁽³⁰⁾

Les brevets 5 893 970 et 6 966 985, quant à eux, visent principalement à augmenter et à contrôler le niveau de dilution. À ce chapitre, les deux inventions sont probablement

très efficaces. Malheureusement, elles ne considèrent pas la floculation comme une priorité. L'ajout et la dispersion du floculant ne sont même pas discutés et, en bout de ligne, rien n'indique que ces nouvelles géométries améliorent le processus de floculation. Et même les gains au niveau du contrôle de la dilution ne sont pas particulièrement intéressants – si contrôler la dilution est le but principal, pourquoi ne pas simplement pomper de la liqueur claire en amont?

Enfin, le brevet 7 090 777 est essentiellement un décanteur miniature. Le floculant est injecté dans la conduite. Il n'y a aucun mécanisme visant à améliorer la floculation.

En résumé, sur les 12 brevets identifiés, seulement cinq sont des flocculateurs : les brevets 4 372 851, 4 394 270, 4 954 259, 5 120 436 et 7 156 990. Ils sont présentés individuellement ci-dessous.

5.1.1 Brevet 4 372 851 – Multi stage flocculation treatment system

Cette invention assez complexe est illustrée à la **Figure 5.1**. Le mélange solide-liquide se trouve initialement dans le réservoir **20**. La pompe **46** en propulse une petite quantité à travers la conduite **48**. Le coagulant est injecté par le tuyau **52**. Le liquide sort de la conduite **48** avec une vitesse pouvant aller jusqu'à 25 m/s (!), ce qui crée un cône de turbulence dans le réservoir **20**. La grande turbulence présente dans le cône disperse très efficacement le coagulant dans le mélange. L'écoulement est ensuite capté par l'entonnoir **53** et amené à la conduite **50**. Le floculant est injecté en amont des modules **70** et **72**. Ces modules sont constituées de plusieurs sorties radiales; elles servent à répartir

uniformément le débit sortant. La floculation s'effectue dans les modules **70** et **72** et dans le réservoir **30**.

L'aspect le plus intéressant de cette invention est définitivement son étape de coagulation. Elle utilise des vitesses extrêmement élevées pour disperser rapidement et complètement le coagulant. Il est difficile d'imaginer une dispersion plus efficace. Le reste de l'invention est moins pertinente (elle est adaptée au traitement des eaux et elle utilise un double procédé de coagulation/floculation) et plus conventionnel (la floculation a simplement lieu dans la conduite).

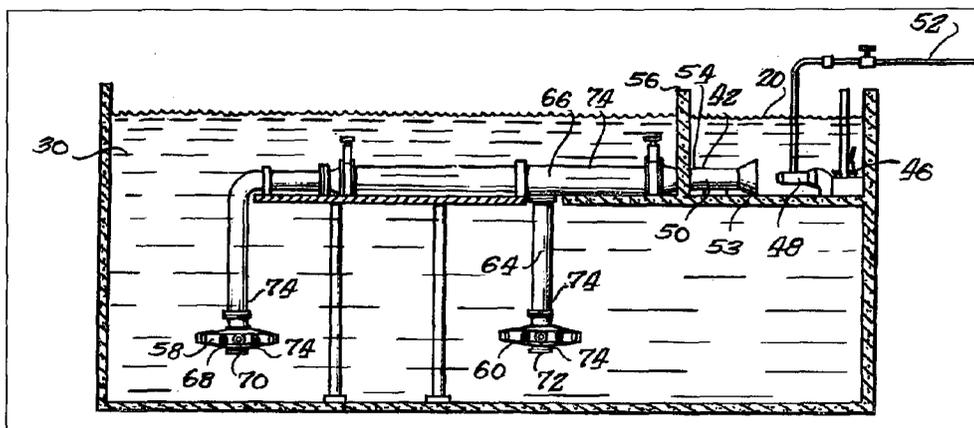


Figure 5.1 : Vue de face de l'invention 4 372 851

5.1.2 Brevet 4 394 270 – Apparatus for the chemical conditioning of sludges

La Figure 5.2 et la Figure 5.3 présentent respectivement une vue de face et une vue de dessus de l'invention. Le mélange solide-liquide arrive par la conduite **1**. Le floculant est injecté par l'entrée tangentielle **2**, ce qui induit un mouvement de rotation à l'intérieur de la conduite. Le mélange entre alors dans le bas du réservoir **A** par une entrée tangentielle. Il remonte selon un écoulement spiralé et sort par le tuyau **3**. Par la suite, un

agent neutralisateur est injecté aux entrées 4 et 5. Le nombre d'entrées et leur orientation peuvent être variées (elles peuvent renforcer ou annuler l'effet de rotation selon le niveau de turbulence désirée). Le mélange entre ensuite tangentiellement dans le réservoir B et descend selon un écoulement spiralé. Finalement, le mélange sort du dernier réservoir par la sortie tangentielle 7. Le temps de résidence de l'ensemble du système se situe entre six et huit secondes. Les mouvements de rotation présents dans les tuyaux et dans les réservoirs favorisent la dispersion et la floculation.

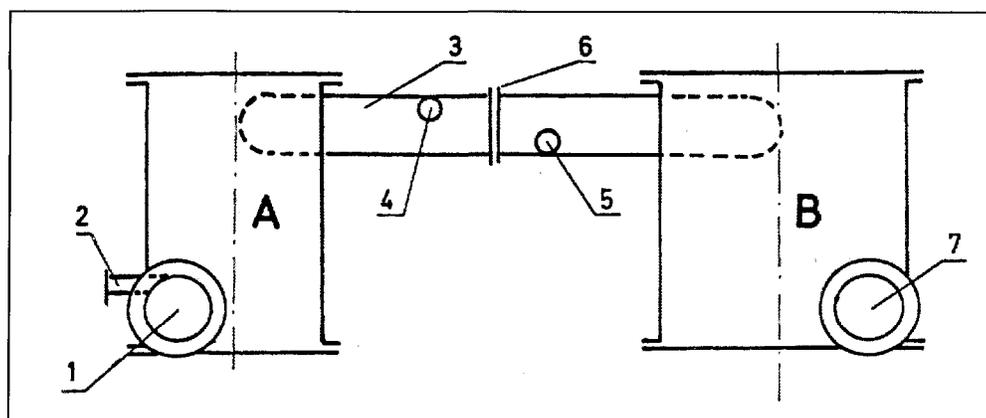


Figure 5.2 : Vue de face de l'invention 4 394 270

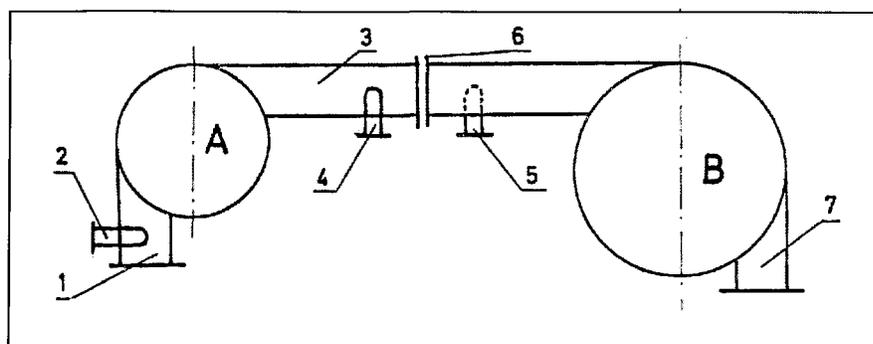


Figure 5.3 : Vue de dessus de l'invention 4 394 270

Cette invention présente deux idées pertinentes. La première est l'utilisation de deux zones de floculation différentes lorsqu'il y a deux étapes de floculation, et la deuxième est

l'alimentation tangentielle de floculant dans une conduite afin de créer un vortex. Ces idées sont simples et fonctionnent probablement bien.

5.1.3 Brevet 4 954 259 – Process for the treatment and purification of water by the flocculation of suspended particles in a fluidized bed

Cette invention est illustrée à la **Figure 5.4**. Elle est tout simplement constituée d'un lit fluidisé (1) relié à un décanteur (5). Le floculant est injecté dans la conduite en amont du lit fluidisé. La floculation s'effectue dans le lit.

Il semble improbable qu'un lit fluidisé soit adapté au traitement d'une suspension de boue rouge ; la boue l'obstruerait probablement.

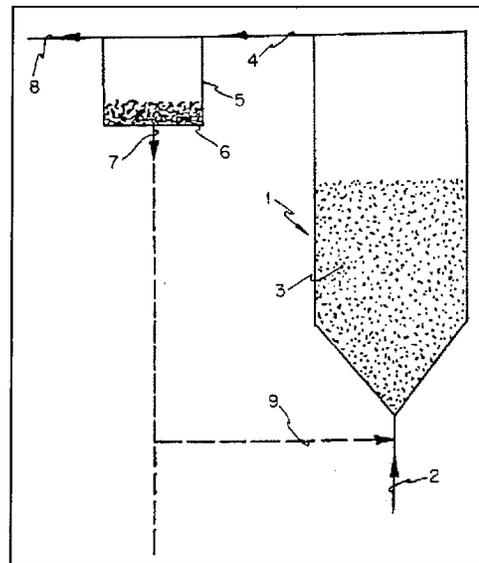


Figure 5.4 : Vue de face de l'invention 4 954 259

5.1.4 Brevet 5 120 436 – Liquid clarification by effecting cohesion of solids

Ce brevet est présenté à la **Figure 5.5** (vue de dessus à gauche et vue de face à droite). Le mélange solide-liquide traverse tout d'abord la chambre 20. Le floculant est injecté à cet endroit. Le mélange s'écoule ensuite dans le long tuyau spiralé 15. À ce moment, la vitesse devrait se situer entre 2 m/s et 3 m/s. Les rotations du tuyaux

favorisent la dispersion et la floculation. Après plusieurs révolutions, le mélange entre dans le corps de l'invention (10) par l'entrée tangentielle 16. Cette entrée a une forme précise : elle longe la paroi tout en augmentant sa hauteur et en diminuant son épaisseur, de façon à avoir une sortie finale qui a la forme d'un rectangle haut et étroit (16b). Cette sortie favorise la rotation dans la section principale. Cette section ressemble à un hydrocyclone et opère selon le même principe : le solide se dirige progressivement vers le bas et le liquide progressivement vers le haut.

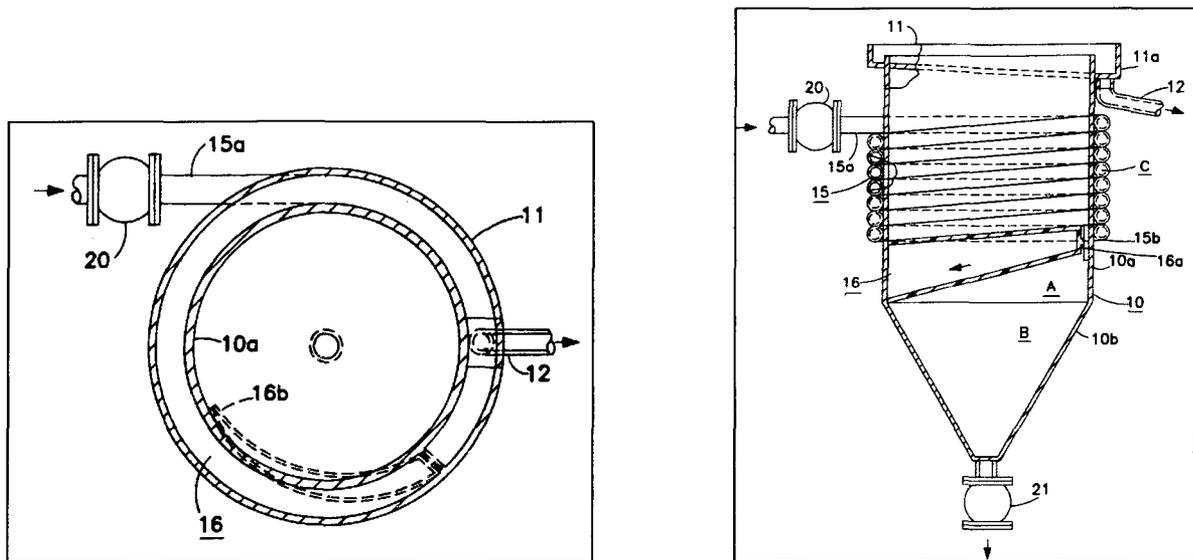


Figure 5.5 : Invention 5 120 436 (vue de dessus à gauche et vue de face à droite)

L'utilisation d'un tuyau enroulé est une solution simple et élégante pour effectuer la floculation. L'aspect le plus intéressant de cette invention est que ce n'est pas un simple flocculateur, mais plutôt un décanteur miniature. Cela soulève une idée intéressante : pourquoi ne pas débiter la séparation solide-liquide dans le puits d'alimentation?

5.1.5 Brevet 7 156 990 – Coagulation-flocculation apparatus

L'invention est illustrée à la **Figure 5.6**. Le floculant est injecté dans la conduite **12**. Peu après, la conduite se contracte pour augmenter la turbulence (**13**). Elle entre ensuite tangentiuellement dans le bas du cylindre fermé **11**. Une deuxième conduite tangentielle est installée vers le haut du cylindre. L'écoulement effectue une spirale ascendante et sort par la conduite **14**.

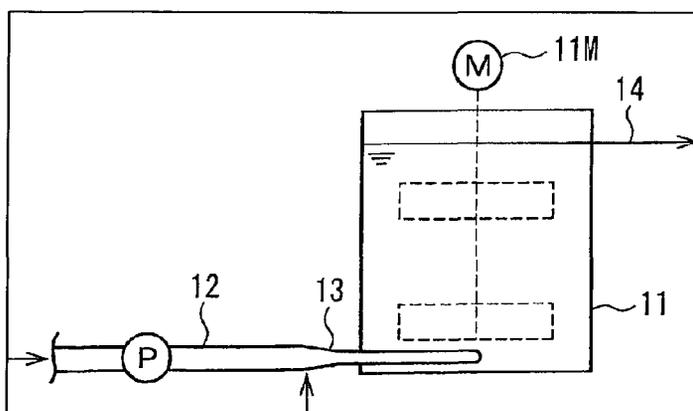


Figure 5.6 : Vue de face de l'invention 7 156 990

La géométrie est simple et ressemble beaucoup à celle du puits d'alimentation. De plus, l'écoulement dans le cylindre est probablement propice à la flocculation. Cela étant dit, le floculant est simplement injecté dans la conduite, et rien ne garanti une bonne dispersion. En bout de ligne, cette invention, bien que sans doute efficace, n'a aucun avantage évident par rapport au puits d'alimentation conventionnel.

5.1.6 Synthèse

Sur les cinq brevets décrits en détails, le mécanisme le plus utilisé pour provoquer la flocculation est un écoulement rotatif : le brevet 4 394 270 utilise une alimentation

tangentielle dans les conduites pour y induire un vortex; le brevet 5 120 436 utilise un tuyau enroulé; et les brevets 4 394 270, 5 120 436 et 7 156 990 utilisent tous des structures cylindriques ou l'écoulement est en spirale.

Les deux autres idées proposées sont un lit fluidisé et un écoulement à haute vitesse. Le lit fluidisé n'est probablement pas applicable aux boues rouges, mais l'écoulement à haute vitesse semble être une option efficace pour favoriser la dispersion.

5.2 DÉVELOPPEMENT DU CONCEPT

5.2.1 Concept de base

Comme nous l'avons vu à la **Section 1.2**, le flocculateur doit atteindre deux objectifs : il doit produire une excellente floculation et il doit être indépendant des variations des conditions d'opérations. Un troisième objectif a été ajouté à la **Section 2.2.4**, où il a été démontré que la capacité de traiter une alimentation ayant une haute concentration en solide est un atout important pour un flocculateur situé dans le circuit de laveurs.

Il est relativement difficile de prédire si une géométrie est sensible ou non aux fluctuations du système, ou encore si elle permet de traiter une alimentation ayant une haute concentration en solide. La meilleure approche est probablement d'aborder la conception en mettant l'accent sur la qualité de la floculation, et de supposer qu'un flocculateur qui atteint cet objectif atteint probablement les deux autres aussi. Les questions de la robustesse du flocculateur et de sa capacité à traiter une alimentation dense sont

donc mises de côté dans ce qui suit; elles seront reprises dans la section expérimentale du projet.

Une « bonne floculation » est caractérisé par deux résultats : la création de floccs qui sont à la fois gros et denses, et l'absence de particules non-floculées. Pour concevoir une géométrie qui atteint ces objectifs, il est nécessaire de créer un environnement où les trois étapes du processus de floculation se produisent de façon efficace. Tel qu'expliqué à la **Section 2.3.2.2**, ces étapes sont la dispersion de flocculant, l'adsorption de flocculant et l'agglomération des particules.

La dispersion et l'agglomération sont contrôlées par l'aspect hydrodynamique de l'écoulement. À l'inverse, l'adsorption dépend plutôt de l'aspect électrique et ionique du système; en d'autres mots, c'est une étape qui est essentiellement hors du contrôle du flocculateur. Il faut donc développer une géométrie où l'aspect hydrodynamique de l'écoulement favorise les étapes de dispersion et d'agglomération.

Pour ce faire, une approche prometteuse consiste à identifier les faiblesses du puits d'alimentation conventionnel et à tenter de développer une géométrie qui les élimine. Les articles pertinents (**Section 4.2**), et plus particulièrement les simulations du puits d'alimentation (**Section 4.3**), ont clairement démontré que la dispersion du flocculant est l'étape problématique à grande échelle. En effet, les simulations indiquent qu'une fraction significative du solide n'entre même pas en contact avec le flocculant. Ce simple fait est probablement suffisant pour expliquer la majeure partie des différences de performance observées entre un décanteur industriel et un décanteur pilote. Un décanteur de la taille de celui du GRUSSL (2 mètres de diamètre) produit facilement une sousverse ayant une fraction solide de 50%; en industrie, des fractions solides de 35% à 40% sont plutôt la norme – une énorme différence. Et si cette interprétation est correcte, alors même une

sousverse de 40% représente une excellente performance compte tenu de la médiocrité de l'étape de dispersion, ce qui démontre l'efficacité des deux étapes subséquentes.

Par conséquent, il semble clair que la meilleure façon de concevoir un équipement supérieur au puits d'alimentation conventionnel est d'améliorer la dispersion. Mais est-il vraiment nécessaire d'avoir recourt à une toute nouvelle géométrie pour améliorer l'étape de dispersion, ou est-ce que des modifications au puits d'alimentation conventionnel pourraient suffire? Outre les variantes étudiées au Chapitre 4, deux types de modifications sont possibles.

Le premier type consiste à séparer le débit avant d'injecter le floculant. C'est une idée simple en théorie mais difficile à mettre en pratique. À première vue, cela semble logique : un petit puits d'alimentation fonctionne mieux qu'un gros, alors pourquoi ne pas en utiliser plusieurs petits? Mais lorsque nous considérons qu'un puits industriel peut traiter des débits 500 ou même 1000 fois supérieurs à un puits pilote (par exemple, le puits de Gove traite 400 fois le débit du puits du GRUSSL), l'idée perd rapidement son attrait. Même séparer le débit en trois ou quatre, par exemple, complexifie considérablement la géométrie et n'améliore probablement pas énormément les performances.

Le deuxième type de modifications consiste à changer la façon dont le floculant est injecté. Si un seul pointeau produit une mauvaise dispersion, il suffit d'en mettre une dizaine, ou bien encore d'injecter le floculant dans la conduite pour qu'il ait le temps de se disperser correctement (ce qui est souvent fait, d'ailleurs). Tel que mentionné précédemment, ces idées sont analysées au **Chapitre 9**, où il est montré qu'elles ne permettent pas d'obtenir une dispersion qui est aussi efficace que celle retrouvée dans un petit puits d'alimentation.

Il semble donc vraiment nécessaire d'avoir recourt à une toute nouvelle géométrie pour améliorer l'étape de dispersion. Il n'existe tout simplement pas de solution évidente pour améliorer considérablement la dispersion dans le puits d'alimentation conventionnel.

Mais quel type de géométrie pourrait réussir à disperser efficacement le flocculant dans le mélange solide-liquide? Plus spécifiquement, quel type de géométrie pourrait réussir à disperser rapidement et de façon homogène un minuscule débit hautement visqueux de 2.5 l/s dans un énorme débit de 500 l/s?

Nous pouvons nous servir des brevets comme source d'inspiration. Dans l'ensemble, ils ne sont pas très utiles, puisqu'ils utilisent presque tous un écoulement rotatif. Ce type d'écoulement est efficace pour l'agglomération, mais il l'est beaucoup moins pour la dispersion, et en plus il est déjà employé dans le puits d'alimentation conventionnel. Une exception notable est le brevet 4 372 851, qui utilise un écoulement à haute vitesse. Un écoulement à haute vitesse implique un petit jet, et un petit jet implique que le flocculant a une petite distance à parcourir. Ainsi, une façon de favoriser la dispersion consiste à *amincir l'écoulement*.

La **Figure 5.7** illustre la géométrie la plus simple découlant de cette idée. Dans cette géométrie, le mélange solide-liquide (la boue) s'écoule rapidement entre deux plaques très rapprochées. Le flocculant est injecté de façon perpendiculaire sur toute la largeur de la plaque supérieure et de la plaque inférieure.

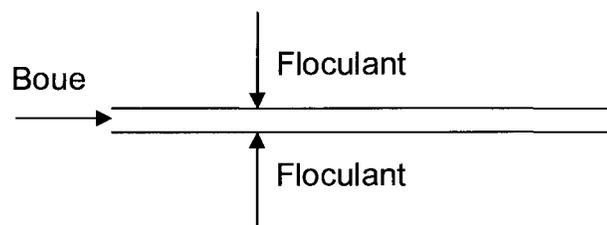


Figure 5.7 : Vue en deux dimensions d'un écoulement plat

Une simulation par CFD fut effectuée afin de calculer le profil de concentration du floculant et d'évaluer l'efficacité de la dispersion. La **Figure 5.8** illustre une vue en trois dimensions de la géométrie utilisée dans les simulations. On y retrouve également la nomenclature qui sera employée dans le reste du texte.

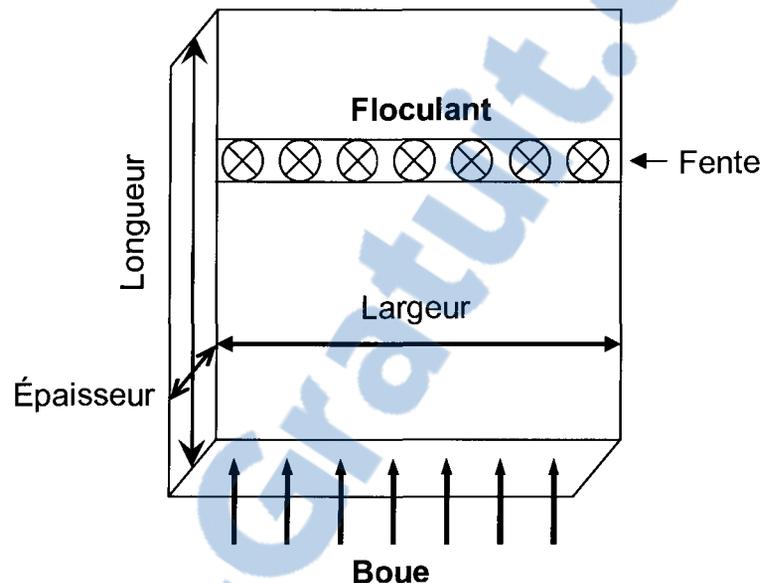


Figure 5.8 : Vue en trois dimensions de la conduite d'un écoulement plat

Dans la simulation, la largeur des deux plaques est de 5 cm et l'épaisseur est de 5 mm. La vitesse de l'écoulement est de 5 m/s. Le floculant est alimenté par deux fentes rectangulaires qui couvrent complètement la largeur des plaques et qui ont une longueur de 2 mm. Le modèle de turbulence $k-\varepsilon$ fut employé. Les caractéristiques de la boue et du floculant sont identiques à celles utilisées dans les simulations du puits d'alimentation (voir **Tableau 4.2** à la **Page 104**).

La **Figure 5.9** présente le profil de concentration du floculant en fonction de la longueur de la conduite. À l'extrémité de droite, le floculant est répartie de façon essentiellement homogène. La distance entre le point d'injection du floculant et l'extrémité de droite est de 5 cm. Par conséquent, toute la boue entre uniformément en contact avec

le floculant en *moins de 0.01 s*. Cette géométrie est donc extrêmement efficace pour disperser complètement le floculant à travers la boue.

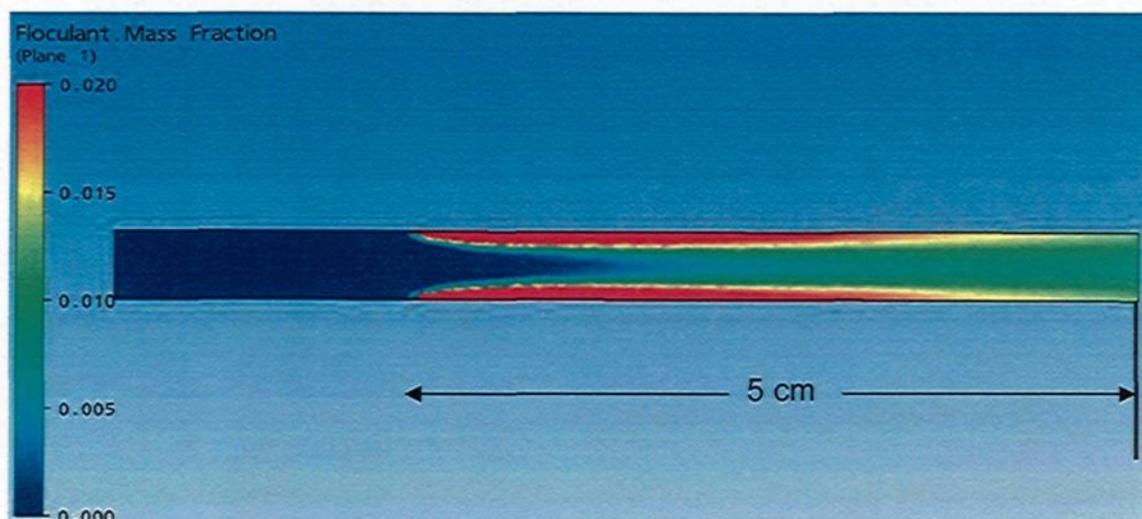


Figure 5.9 : Profil de concentration du floculant entre deux plaques séparées par 5 mm

Cette idée – un écoulement rapide entre deux plaques avec une injection perpendiculaire de floculant – est le concept de base sur lequel repose le nouveau flocculateur.

5.2.2 Géométrie complète

Jusqu'à maintenant, nous avons développé une seule section : la zone d'*injection*. Il faut maintenant développer le reste de la géométrie du flocculateur.

Après l'injection de floculant, il faut immédiatement ralentir l'écoulement afin de créer une zone propice à la floculation et afin de ne pas briser les floccs au fur et à mesure qu'ils se forment. À cette fin, une deuxième section – appelée zone de détente – est ajoutée.

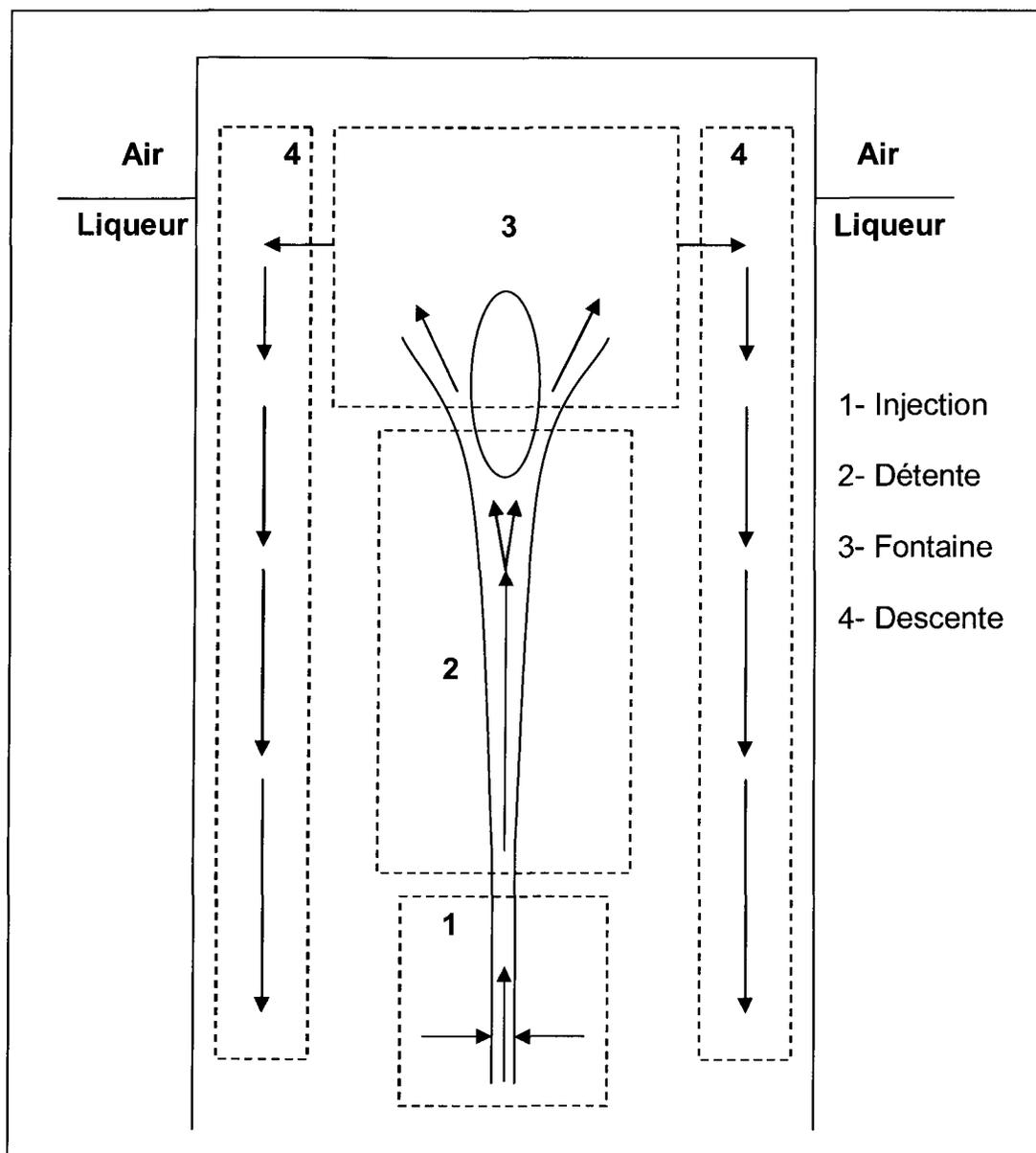


Figure 5.10 : Concept complet du nouveau flocculateur

La section suivant la détente doit accomplir deux choses : elle doit continuer (et terminer) le processus de floculation qui s'est amorcé dans la détente, et elle doit effectuer la transition entre le flocculateur et le décanteur. Pour ce faire, nous pouvons réutiliser le cylindre du puits d'alimentation conventionnel. En plaçant les deux premières sections verticalement dans ce large cylindre, nous obtenons une structure qui ressemble

beaucoup au puits d'alimentation. Dans cette structure, les floccs sont expulsés hors de la zone de détente en une sorte de *fontaine* située vers la partie supérieure du cylindre. La fontaine permet aussi de dissiper l'énergie cinétique restante; de plus, la turbulence résiduelle présente à cet endroit devrait favoriser la floculation. Si nécessaire, un obstacle peut être placé dans la fontaine pour contrôler l'écoulement et ainsi empêcher la formation de grandes structures de turbulence. Enfin, la zone de *descente* permet aux floccs de descendre très doucement vers le bas du cylindre pour ensuite tomber dans le décanteur. La **Figure 5.10** présente la géométrie qui vient d'être décrite. C'est le concept du nouveau flocculateur.

5.2.3 Risques potentiels

Il y a trois risques associés à ce concept : un relié au flocculant, un relié aux floccs et un relié à la transition à grande échelle. Le premier risque est que le haut niveau de turbulence présent dans la zone d'injection brise les chaînes du polymère et les rendent inefficaces. La **Figure 2.4 (Page 13)** semble indiquer que le flocculant peut résister à un taux de cisaillement d'au moins 1000 s^{-1} , mais cette conclusion doit être vérifiée. Pour ce faire, une étude rhéologique fut réalisée en deux parties. La première consistait à effectuer en duplicata le test qui a généré la **Figure 2.4** – un cisaillement augmentant progressivement de 0 s^{-1} à 1000 s^{-1} sur une période de 150 secondes – deux fois sur le même échantillon de flocculant. Les résultats sont illustrés à la **Figure 5.11**. La deuxième partie consistait à mesurer la viscosité du flocculant en imposant une contrainte de cisaillement pendant une longue période (5 minutes). Les résultats sont présentés à la **Figure 5.12** pour des contraintes de 500 et 1000 s^{-1} . Un échantillon différent fut utilisé

pour chaque contrainte. Dans les deux parties, la température était de 25 °C et la concentration du floculant était de 0.05%.

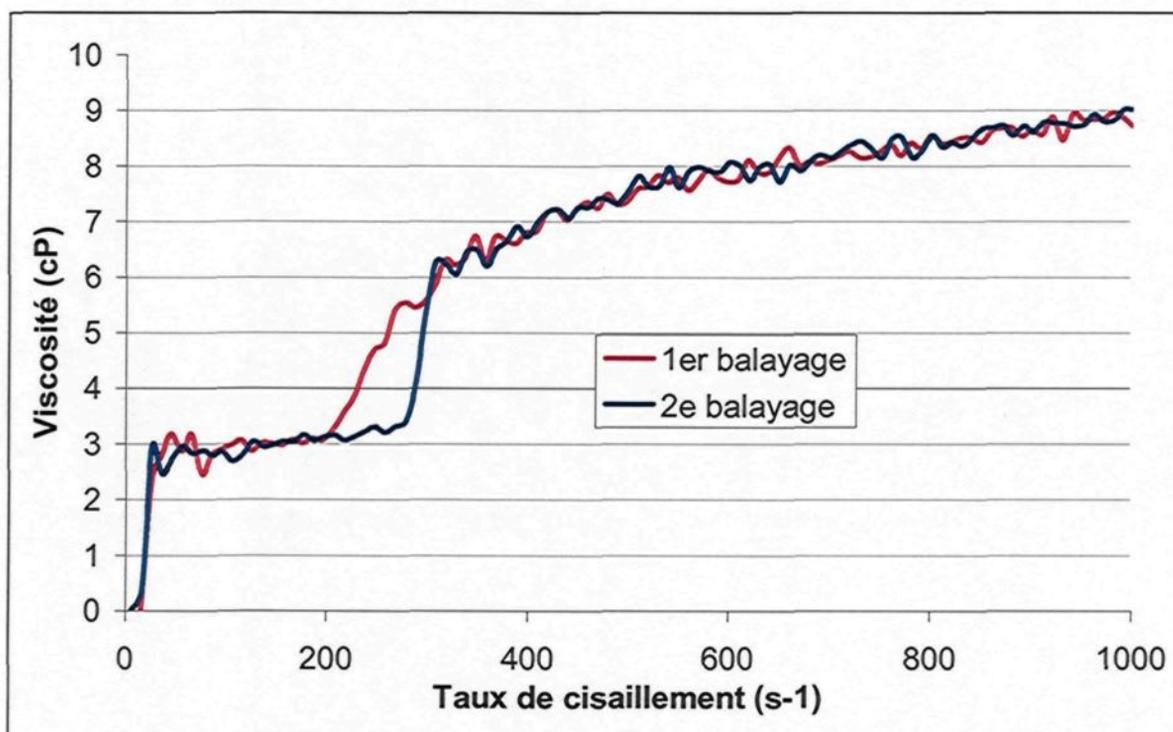


Figure 5.11 : Viscosité du floculant en fonction du cisaillement pour deux balayages de 0 à 1000 s⁻¹ (durée = 150 secondes)

Les deux courbes de la **Figure 5.11** sont pratiquement similaires. Cela signifie que les chaînes de polymères ne se sont pas brisées lors du premier balayage, puisque cela aurait occasionné une baisse de la viscosité lors du deuxième balayage. La même conclusion peut être tirée de la **Figure 5.12**; la viscosité demeure constante à un niveau de cisaillement donnée, ce qui indique que les chaînes demeurent intactes. Par conséquent, le polymère peut supporter une contrainte de cisaillement d'au moins 1000 s⁻¹ avant d'être brisé, ce qui est supérieur à la contrainte maximale observée dans la simulation de la **Figure 5.9** (650 s⁻¹).

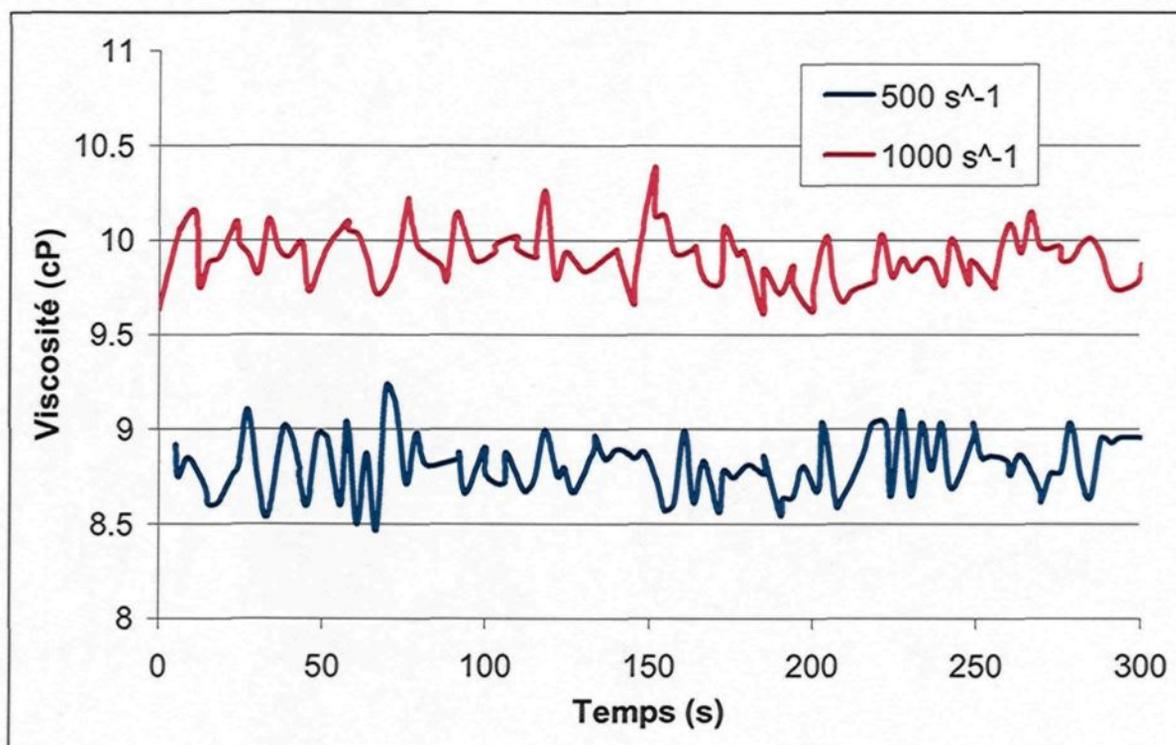


Figure 5.12 : Viscosité du flocculant pour un cisaillement constant pour une durée de 300 secondes

La **Figure 5.11** et la **Figure 5.12** démontrent clairement que les chaînes de polymères ne se brisent pas sous l'effet d'un cisaillement égal ou inférieur à 1000 s^{-1} . Il est cependant possible que les parties actives du polymère – les groupes ioniques qui s'adsorbent sur les particules – soient endommagés même si les chaînes demeurent intactes.

Une façon simple de vérifier que le flocculant est encore aussi efficace après avoir subi une contrainte de cisaillement élevée consiste à le soumettre à ce qui est appelé le *test du cylindre*. Dans le test du cylindre, une petite quantité de boue est flocculé dans un cylindre gradué, et la vitesse de sédimentation des floccs est ensuite mesurée. Cette méthode fournit une excellente représentation de la qualité de la floculation. Il suffit donc de comparer la vitesse de sédimentation obtenue à l'aide d'un flocculant qui a été cisailé

par rapport à celle obtenue à l'aide d'un flocculant vierge. Trois tests furent réalisés. Encore une fois, la température était de 25 °C et la concentration du flocculant était de 0.05%. Les résultats sont présentés au **Tableau 5.2**.

Tableau 5.2 : Vitesse de sédimentation obtenue à l'aide d'un flocculant cisailé et d'un flocculant intact

Test	Vitesse de sédimentation (m/h)	
	Flocculant cisailé (1000 s ⁻¹ pendant 300 s)	Flocculant intact
Test 1	22.4	25
Test 2	28.2	24.2
Test 3	25.2	21.3
Moyenne	25.3	23.5

Le test du cylindre implique une grande quantité de manipulations, ce qui le rend relativement imprécis. Une différence de 1.8 s entre les moyennes des deux séries de tests est inférieure à l'erreur expérimentale. Par conséquent, cette expérience démontre que le flocculant ne perd aucune efficacité (ou, à la limite, très peu d'efficacité) lorsque la contrainte de cisaillement demeure inférieure à 1000 s⁻¹.

Le deuxième risque concerne la fragilité des floccs. En effet, la turbulence élevée pourrait les briser au fur et à mesure qu'ils se forment. La seule solution à ce problème est de concevoir la géométrie de façon à ce qu'elle ramène la turbulence à un niveau propice à la floculation après l'injection de flocculant. C'est le rôle de la zone de détente. Cette section devra être conçue très soigneusement; c'est la partie la plus délicate du flocculateur. Malheureusement, la qualité de l'agglomération ne peut être complètement

vérifiée par calcul. La CFD est un outil utile, mais elle a ses limites; en bout de ligne, seule l'approche expérimentale pourra révéler si les floccs se brisent ou non.

Le troisième risque est relié à la transition à grande échelle. Le problème est qu'une petite épaisseur entre les plaques peut facilement entraîner une énorme largeur lorsque le débit devient élevé. Par exemple : si l'épaisseur est de 5 mm, que la vitesse est de 5 m/s, et que le débit volumique à traiter correspond à celui de l'usine de Gove considéré au **Chapitre 3**, alors la largeur des plaques doit être de 20 mètres! La solution consiste à augmenter quelque peu l'épaisseur des plaques, ce qui permet de réduire la taille de la conduite à un niveau raisonnable. Pour les mêmes conditions, une épaisseur de 5 cm correspond à une largeur de 2 mètres – deux fois moins que le diamètre du puits d'alimentation actuel. Ce sujet est exploré plus en profondeur au **Chapitre 9**.

En résumé, le risque le plus important est celui de la rupture des floccs. Seule l'étude expérimentale permettra de déterminer si ce risque se matérialise ou non.

5.3 DÉVELOPPEMENT DU PREMIER PROTOTYPE

Un débit volumique d'opération cible de 68 l/m a été imposé pour la conception du premier prototype du nouveau flocculateur. Ce choix provient du puits d'alimentation du GRUSSL étudié au **Chapitre 4**, qui traite lui aussi un débit volumique de 68 l/m en régime normal (voir **Tableau 4.2**). Utiliser le même débit facilite les comparaisons entre les deux systèmes.

5.3.1 Zone d'injection

La première étape consiste à déterminer les dimensions de la conduite rectangulaire où l'injection de floculant a lieu (zone d'injection). La simulation présentée à la section précédente (voir **Figure 5.9**) montre qu'une vitesse de 5 m/s et une épaisseur de 5 mm sont des conditions qui produisent une dispersion efficace. Si nous utilisons ces paramètres, la conduite doit avoir une largeur de 4.5 cm afin de traiter un débit de 68 l/m. D'autre part, la simulation montre qu'une longueur de 5 cm est suffisante pour atteindre une bonne dispersion. Il est prudent de laisser aussi une longueur de 5 cm *avant* l'injection afin de laisser le temps à l'écoulement de se stabiliser.

Dans la simulation, deux fentes étaient utilisées pour injecter le floculant. Les fentes ont cependant été remplacées par des séries de petits trous pour faciliter la construction. Six trous ayant un diamètre 6.4 mm (1/4 de pouce) furent répartis en deux rangées de trois de chaque côté de la conduite. Une simulation CFD fut effectuée afin de comparer l'efficacité des fentes par rapport à celle des trous au niveau de la dispersion. Une petite différence fut observée – les fentes sont légèrement plus efficaces – mais elle est suffisamment minime pour être ignorée.

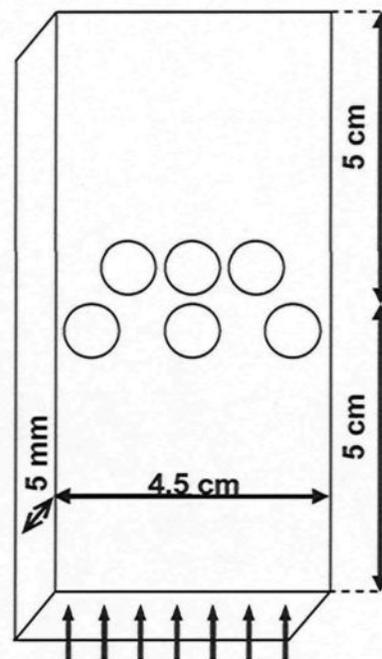


Figure 5.13 : Schéma de la zone d'injection

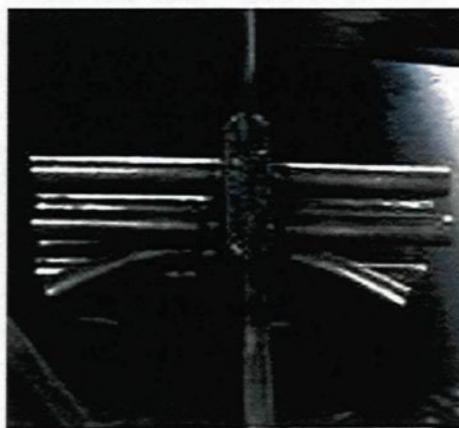


Figure 5.14 : Zone de dispersion du premier prototype

Le schéma final de la zone d'injection est présenté à la **Figure 5.13**. Cette zone à une longueur totale de 10 cm, une largeur de 4.5 cm et une épaisseur de 5 mm. La zone de d'injection du premier prototype est illustrée à la **Figure 5.14**.

5.3.2 Zones de détente et de fontaine

La détente et la fontaine sont les deux zones les plus difficiles à concevoir. L'objectif est de créer une structure profilée qui ralentit l'écoulement tout en minimisant la turbulence afin d'éviter de briser les floes. Un obstacle peut être rajouté à la sortie de la fontaine si nécessaire.

Le principal outil utilisé pour guider la conception est la simulation par CFD. Cette approche est cependant lente – tester un seul profil peut facilement prendre quelques jours. Pour cette raison, un deuxième outil fut développé. Un programme fut créé dans le logiciel **Matlab 7.5** afin d'effectuer une analyse sommaire des profils. Dans ce programme, l'aire d'une

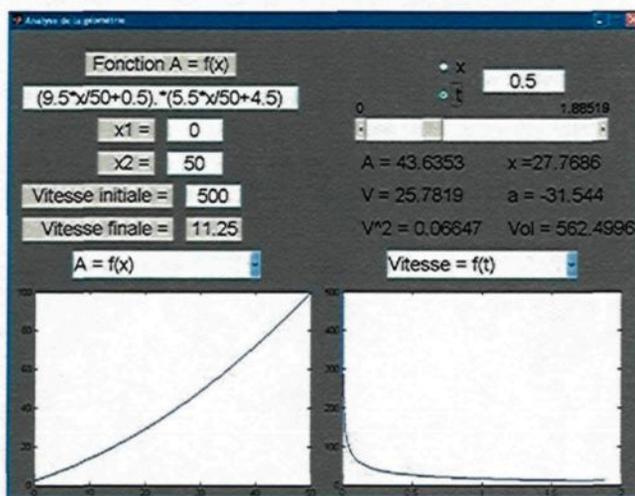


Figure 5.15 : Affichage du programme utilisé pour analyser les géométries

section du profil est exprimée en fonction de sa position en x , où x représente la distance à partir du début de la zone de détente (le point $x = 0$). Le programme calcul ensuite l'aire, la vitesse, la vitesse au carrée (qui est proportionnelle à l'énergie cinétique), l'accélération, le volume cumulé et le temps en fonction de x . Les résultats peuvent être étudiés et

tracés en fonction de la position ou du temps. Le calcul suppose que l'écoulement est piston, c'est-à-dire que les caractéristiques de l'écoulement sont indépendantes des deux autres coordonnées. Ceci n'est évidemment pas exacte, et les résultats doivent donc être considérés comme des approximations (ou, dans le meilleur des cas, comme des moyennes) plutôt que comme les valeurs réelles. L'interface du programme est présentée à la **Figure 5.15**.

Pour choisir la vitesse visée à la sortie du profil, nous pouvons considérer les deux puits d'alimentation étudiés au **Chapitre 4**. Le **Tableau 5.3** liste leur vitesse de sortie moyenne. Ces vitesses peuvent sembler élevées; dans les deux cas, diviser le débit volumique de l'alimentation par l'aire de la sortie donnerait des vitesses beaucoup plus petites (environ 3 cm/s. La différence vient de l'ajout du liquide de dilution et du fait que la sortie se situe uniquement sur la périphérie du puits (voir **Figure 4.12**).

Tableau 5.3 : Vitesses de sortie moyennes des deux puits d'alimentation du Chapitre 4

Vitesse moyenne à la sortie (cm/s)	
GRUSSL	Gove
16.5	16.6

Trois contraintes sont imposées pour la conception du profil.

- Au début, l'aire est de 2.25 cm^2 (4.5 cm par 0.5 cm) et la vitesse est de 5 m/s.
- À la fin, l'aire doit être d'environ 75 cm^2 (ce qui correspond à une vitesse de 15 cm/s).
- La longueur du profil ne doit pas dépasser un mètre.

Un grand nombre de profils a été considéré. Les cinq principaux sont illustrés en ordre chronologique à la **Figure 5.17 (Page 140)**; le profil de gauche correspond au premier essai tandis que celui de droite correspond au profil final. Les équations utilisées dans le programme Matlab ($A(x)$, ou aire en fonction de x) sont présentées au **Tableau 5.5**, tandis que les principales caractéristiques des cinq profils peuvent être retrouvées au **Tableau 5.4**. Soulignons que les profils n'ont pas tous la même longueur, malgré l'impression donnée par la figure **Figure 5.17**. La vitesse moyenne à la sortie est calculée à partir de l'équation suivante :

$$V_m = \frac{Q}{A_f} \quad (5.1)$$

V_m = vitesse moyenne (m/s)

Q = débit volumique à l'entrée (0.00113 m³/s dans le cas actuel)

A_f = aire à la fin du profil (m²)

Cette approche n'est cependant qu'une approximation. En réalité, le jet de l'alimentation ne s'est certainement pas répandu de façon *parfaitement* uniforme; il est plutôt concentré sur une partie de la sortie. Dans le cas extrême, le jet pourrait avoir gardé ses dimensions initiales; la « vraie » vitesse moyenne à la sortie serait alors de 5 m/s, peu importe le résultat de l'**Équation 5.1**. Pour remédier à ce problème, la vitesse peut être pondérée par rapport au débit massique à partir des résultats des simulations CFD. Cette méthode permet d'obtenir la vitesse que possède en moyenne une particule de liquide qui sort du profil.

$$V_{pm} = \frac{\int V d\dot{m}}{\int d\dot{m}} = \frac{\int \rho V (\vec{V} \cdot \vec{n}) dA}{\int \rho (\vec{V} \cdot \vec{n}) dA} \quad (5.2)$$

V_{pm}	=	vitesse pondérée par rapport au débit massique (m/s)
V	=	vitesse (m/s)
\dot{m}	=	débit massique (kg/s)
\vec{n}	=	vecteur normal à la surface
A	=	aire (m ²)

Le premier profil considéré est aussi le plus simple : il se résume à un agrandissement linéaire dans les deux dimensions qui se termine par un carré. L'aire visée à la sortie (75 cm²) correspond à des côtés de 8.7 cm, mais ces derniers furent arrondis à 10 cm. La longueur est de 50 cm. L'aire en cm² est donnée par l'**Équation 5.3**; la première parenthèse représente la largeur et la deuxième l'épaisseur. Les lignes de courant du premier profil sont illustrées à la **Figure 5.16**.

Il y a un problème : les lignes de courant restent groupées au lieu de diverger uniformément. La conséquence est que V_{pm} est trop élevée (94 cm/s). De plus, le taux de cisaillement maximal (952 s⁻¹) est énorme. Une analyse avec le programme Matlab montre clairement le problème : au tout début, l'aire augmente trop rapidement. Pour que la vitesse soit uniforme sur une section, l'accélération devrait initialement être de -1000 m/s².

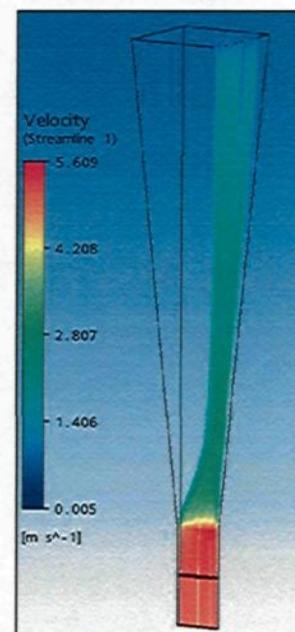


Figure 5.16 :
Lignes de courant
du premier profil

Tableau 5.4 : Caractéristiques des cinq profils de la Figure 5.17

Caractéristiques	Profil (dans le même ordre que la Figure 5.17)				
	1	2	3	4	5
Longueur (cm)	50	50	50	70	80
Aire à la sortie (cm ²)	100	100	100	78.5	75.4
Vitesse moyenne à la sortie (cm/s)	11.25	11.25	11.25	14.3	14.9
Vitesse à la sortie pondérée par rapport au débit massique (cm/s)	94	69	129	88	33
Taux de cisaillement maximal (s ⁻¹)	952	953	453	356	425

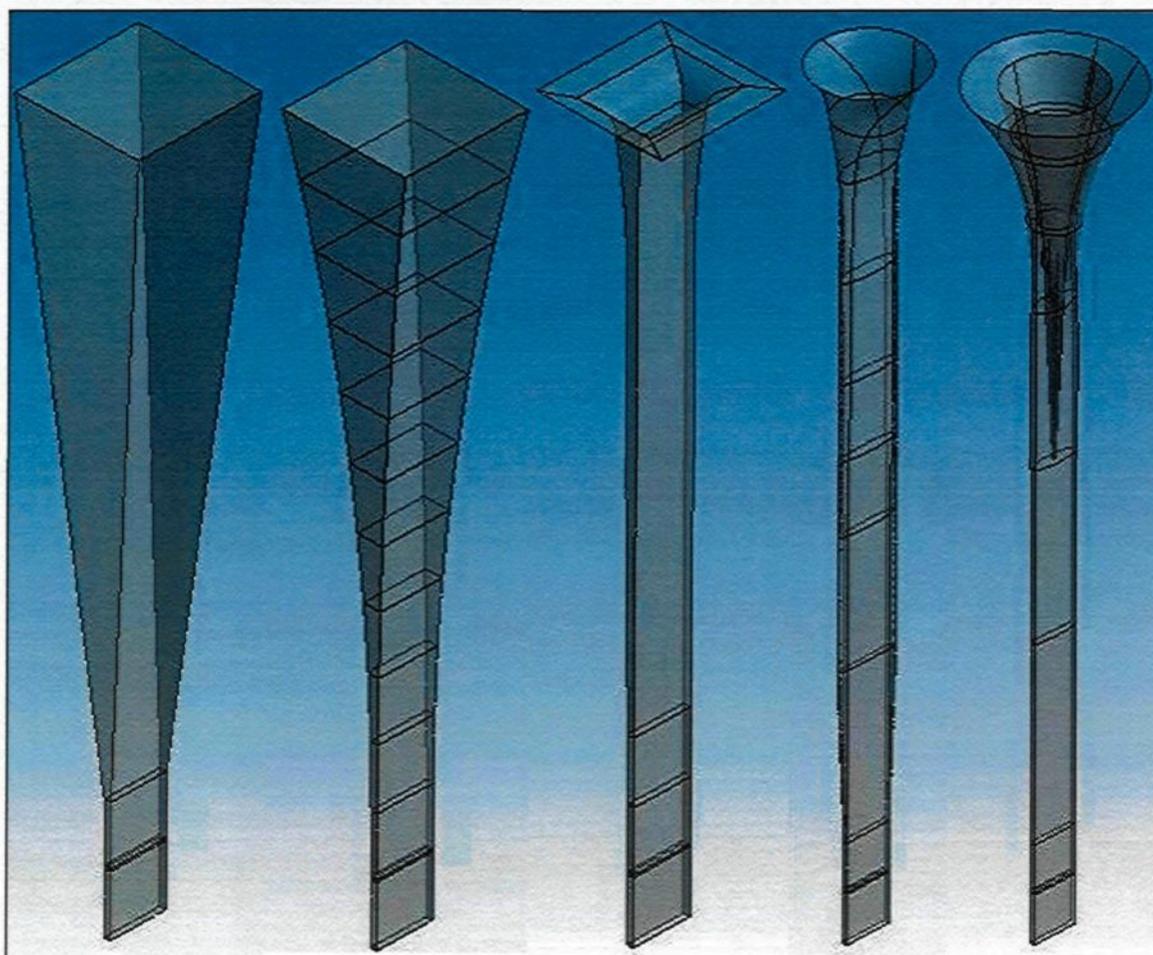


Figure 5.17 : Principaux profils considérés pour la détente et la fontaine

Tableau 5.5 : Équations de l'aire des cinq profils

Profil	Équation de l'aire (cm ²)
1	$A = \left((10 - 4.5) \frac{x}{50} + 4.5 \right) \left((10 - 0.5) \frac{x}{50} + 0.5 \right) \quad (5.3)$
2	$A = \left((10 - 4.5) \left(\frac{x}{50} \right)^2 + 4.5 \right) \left(0.5 + (10 - 0.5) \left(\frac{x}{50} \right)^2 + 0.5 \right) \quad (5.4)$
3	$A = \frac{4.5 * 0.5 * 500}{\sqrt{500^2 - 2 * 2499x}} \quad (5.5)$
4	$A = \frac{H(37.5 - x) * 4.5 * 0.5 * 500}{\sqrt{500^2 - 2 * 2500x}} + \frac{H(x - 37.5) * 4.5 * 0.5 * 500}{\sqrt{250^2 - 2 * 980(37.5 - x)}} \quad (5.6)$
5	$A = H(20 - x) \frac{4.5 * 0.5 * 500}{\sqrt{500^2 - 2 * 4688x}} + H(x - 20) H(30 - x) \frac{4.5 * 0.5 * 500}{\sqrt{250^2 - 2 * 2000(20 - x)}} + H(x - 30) \frac{4.5 * 0.5 * 500}{\sqrt{150^2 - 2 * 223(30 - x)}} \quad (5.7)$

Note : La fonction H(x) est définie à l'Équation 5.11

Le deuxième profil tente de résoudre ce problème en définissant une forme parabolique dans les deux dimensions, où le point $x = 0$ correspond au sommet des deux paraboles (Équation 5.4). L'accélération initiale est alors nulle. Cette approche produit une légère amélioration au niveau des lignes de courant ainsi qu'au niveau de la valeur de V_{pm} , mais le problème persiste – le jet ne se disperse toujours pas. Le programme Matlab montre que l'accélération doit encore atteindre de très grandes valeurs (jusqu'à -120 m/s^2) pour que l'écoulement demeure uniforme. Des profils décrits par des polynômes d'ordre 4 et 6 furent également testés, mais malgré une certaine amélioration, le problème n'a jamais été résolu par ce type d'approche.

Le troisième profil est une tentative qui vise à régler le problème en minimisant l'accélération. Pour ce faire, l'accélération doit être constante en tout point. La fonction de l'aire peut être déterminée à partir des deux équations suivantes :

$$V(x)^2 = V_i^2 + 2ax \quad (5.8)$$

$$A(x)V(x) = A_iV_i \quad (5.9)$$

A_i = aire au début du profil (cm^2 ou m^2)

V_i = vitesse au début du profil (cm/s ou m/s)

a = accélération (cm/s^2 ou m/s^2)

En combinant les deux équations et en utilisant l'**Équation 5.8** pour déterminer l'accélération, nous obtenons :

$$A(x) = \frac{A_iV_i}{\sqrt{V_i^2 + 2ax}} = \frac{A_iV_i}{\sqrt{V_i^2 + x\left(\frac{V_f^2 - V_i^2}{L}\right)}} \quad (5.10)$$

L = longueur du profil (cm ou m)

V_f = vitesse à la fin du profil (cm/s ou m/s)

L'**Équation 5.10** correspond à l'**Équation 5.5** du **Tableau 5.5**. L'augmentation de l'aire est répartie dans les deux dimensions de façon à ce que le résultat final soit un carré de 10 cm de côté. Ce profil a réduit de plus de moitié le taux de cisaillement maximal, mais en contrepartie V_{pm} a augmenté considérablement. La **Figure 5.18** montre que les lignes de courant divergent encore, mais seulement à la toute fin du profil.

Le quatrième profil possède quatre différences majeures par rapport aux précédents. Premièrement, les formes rectangulaires et carrées sont remplacées par des ellipses et des cercles. La section transversale de la conduite est tout d'abord transformée en une ellipse, puis l'ellipse est graduellement arrondie jusqu'à ce qu'elle devienne un

cercle, et le cercle est finalement agrandi jusqu'à ce qu'il atteigne sa taille finale. Deuxièmement, la surface de la sortie est diminuée – le cercle a un diamètre final de 10 cm, ce qui correspond à une vitesse de sortie 14.3 cm/s. Troisièmement, le profil est allongé jusqu'à 70 cm. Finalement, le profil est divisé en deux sections, chaque section ayant une accélération constante. La première section ralentie l'écoulement de 5 m/s à 2.5 m/s avec une accélération de -25 m/s^2 , ce qui lui donne une longueur de 37.5 cm. La deuxième section impose une accélération de -9.8 m/s^2 , ce qui amène l'écoulement à la bonne vitesse à la fin du profil. Il est espéré qu'une accélération égale à l'accélération gravitationnelle terrestre fasse en sorte que l'énergie cinétique soit convertie exclusivement en énergie potentielle plutôt qu'en énergie cinétique de turbulence. Pour déterminer la fonction de l'aire, l'Équation 5.10 doit être appliquée de façon indépendante à chaque section. La fonction de Heaviside doit être utilisée pour séparer les deux sections dans l'Équation 5.6.

$$H(x) = \begin{cases} 0, & x < 0 \\ \frac{1}{2}, & x = 0 \\ 1, & x > 0 \end{cases} \quad (5.11)$$

$H(x)$ = fonction de Heaviside

Avec le quatrième profil, V_{pm} a été ramené à une valeur acceptable, et le taux de cisaillement maximal a aussi diminué considérablement. Malgré cela, les lignes de courant divergent encore vers la fin du profil (voir la première image de la Figure 5.20). Plusieurs

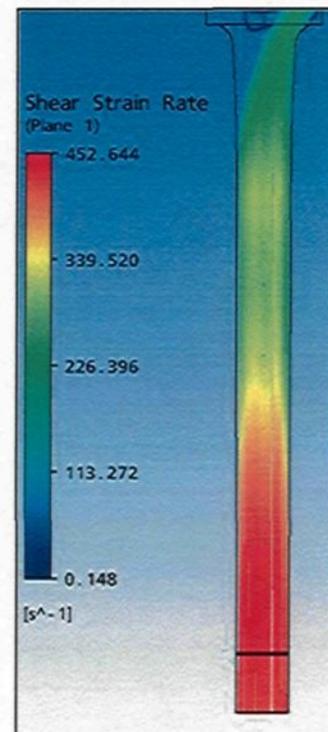


Figure 5.18 : Lignes de courant du troisième profil

variations du quatrième profil ont été considérées, mais aucune n'a réussi à produire une simulation où les lignes de courant se répartissent de façon uniforme.

Le profil final résout finalement le problème en ajoutant un obstacle profilé afin de répartir l'écoulement dans toutes les directions. Cet obstacle – la *buse* – a aussi pour avantage d'éviter la formation de grandes structures de turbulence. Encore une fois, plusieurs variations ont été testées. Le choix final a une longueur de 80 cm. La buse commence après 40 cm. Le profil et la buse se termine tous les deux par des cercles qui ont un diamètre respectif de 14 cm et 10 cm, ce qui représente une aire finale de 75.4 cm^2

et une vitesse finale de 14.9 cm/s . Le profil est composé de trois sections, chacune ayant une accélération constante (voir **Équation 5.7**). La première a une longueur de 20 cm et une accélération de -46.9 m/s^2 (vitesse finale : 2.5 m/s), la deuxième a une longueur de 10 cm et une accélération de -20 m/s^2 (vitesse finale : 1.5 cm/s), et la dernière a une longueur de 50 cm et une accélération de -2.23 m/s^2 (vitesse finale : 14.9 cm/s). La

méthode d'agrandir le profil a aussi été raffinée. Elle est illustrée à la **Figure 5.19**; elle consiste à remplacer la paroi supérieure et inférieure du rectangle par un arc de cercle. Lorsque les deux arcs ont atteint un diamètre de 4.5 cm, le profil complet se transforme simplement en cercle. Calculer le rayon du cercle fictif en fonction de l'aire désirée est assez complexe. Il est nécessaire d'utiliser l'équation suivante :

$$A_a = r^2 \sin^{-1}\left(\frac{l}{2r}\right) - \frac{l\sqrt{4r^2 - l^2}}{4} \quad (5.12)$$

A_a = aire ajoutée par l'arc de cercle (cm^2)

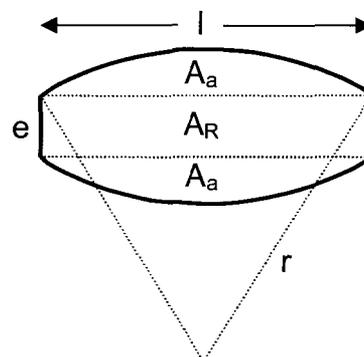


Figure 5.19 :
Agrandissement de la
géométrie

- r = rayon du cercle (cm)
 l = largeur initiale du profil (4.5 cm)

L'Équation 5.12 doit être résolue par une méthode numérique itérative. Matlab fut utilisé pour programmer l'algorithme nécessaire.

Les lignes de courant et le taux de cisaillement du profil final sont illustrés à la **Figure 5.20**. Il est possible d'y voir que, pour la première fois, l'écoulement se disperse dans toutes les directions. Cela se répercute directement dans la valeur de V_{pm} : 33 cm/s. Notons aussi la symétrie du taux de cisaillement. Le cisaillement est un peu plus élevé qu'au profil 4, mais il demeure acceptable. Deux images du profil final sont aussi présentées à la **Figure 5.20**, et un graphique montrant la largeur et l'épaisseur en fonction de la position est montrée à la **Figure 5.21**. Sur cette figure, deux lignes sont tracées de façon symétrique par rapport à l'axe des abscisses pour chaque variable. La distance entre deux courbes jumelles correspond à la valeur de la variable représentée, tandis que la valeur directement illustré en y n'en représente que la moitié. Cette approche permet de mieux visualiser la forme réelle du profil.

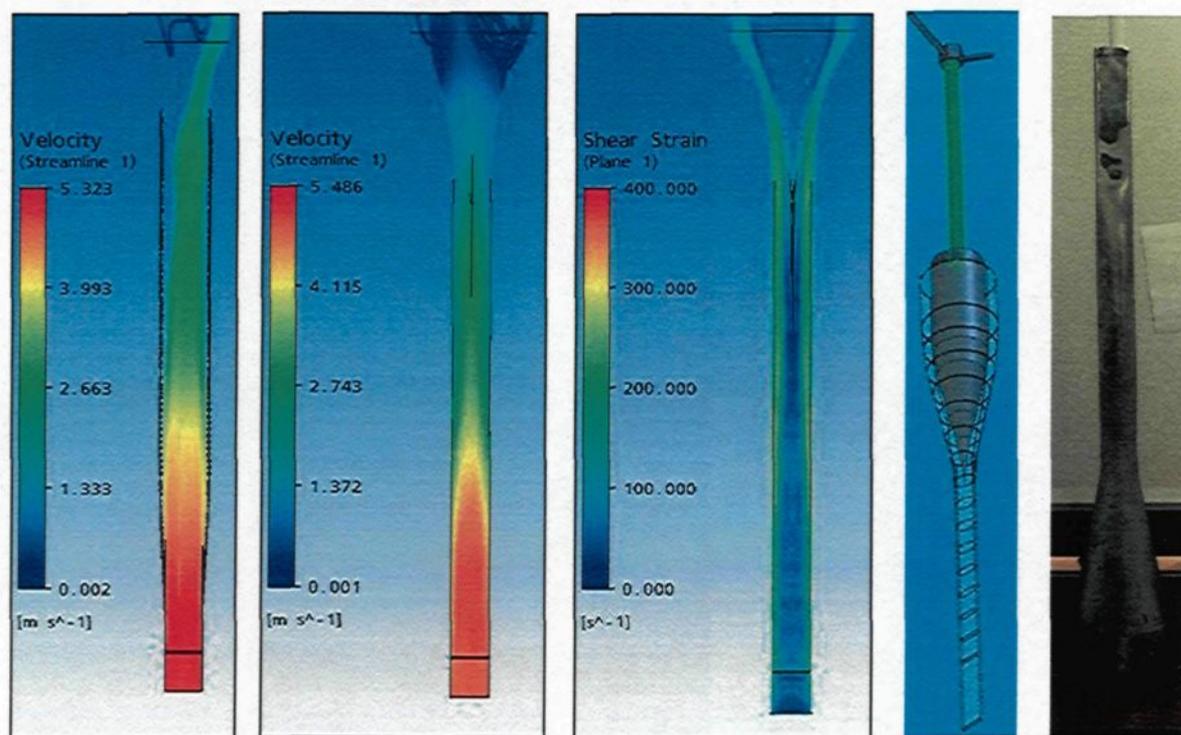


Figure 5.20 : De gauche à droite : lignes de courant du quatrième profil; lignes de courant du profil final; taux de cisaillement du profil final; profil final; premier prototype de la détente

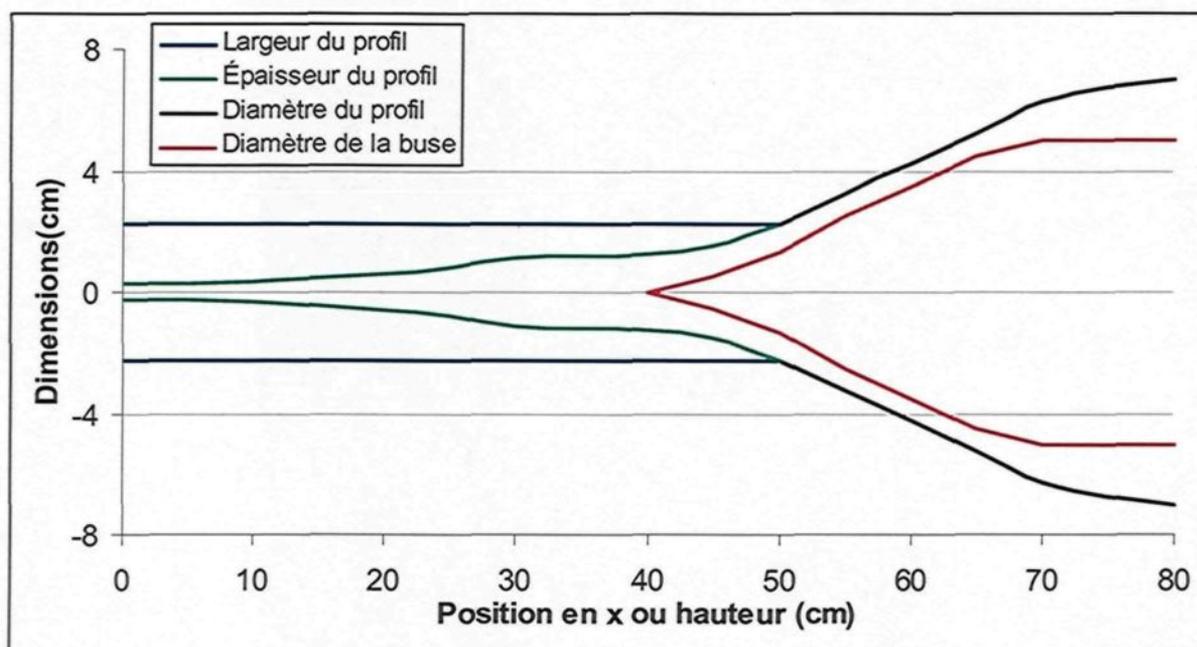


Figure 5.21 : Forme du profil et de la buse ($y=0$ correspond au centre)

5.3.3 Zone de descente

Pour la zone de descente, il suffit de placer un cylindre autour du profil. Le cylindre doit dépasser la surface du liquide pour s'assurer que les floccs descendent au lieu de se diriger immédiatement vers la surverse. Sa longueur a peu d'importance, dans la mesure où il est assez long pour éviter un court-circuit vers la surverse. Le cylindre choisi a un diamètre de 40 cm et une longueur de 110 cm. Son extrémité supérieure dépasse la sortie de la fontaine par 30 cm et son extrémité inférieure est alignée avec le début de la zone de détente. Le liquide descendant aura une vitesse moyenne d'environ 1 cm/s (36 m/h).

5.3.4 Synthèse

Le premier prototype a un diamètre de 40 cm et une hauteur d'environ 1.3 m. Deux objections peuvent immédiatement être soulevées contre le nouveau flocculateur. La première est qu'il est imposant alors qu'il ne traite qu'un modeste débit. Ceci est sans doute vrai, mais il faut garder à l'esprit que la hauteur est essentiellement indépendante du débit. La transition en industrie n'augmentera donc que le diamètre du flocculateur.

La deuxième est que le profil de la détente/fontaine est complexe et difficile à construire, ce qui pourrait être un problème en industrie. Ceci est aussi vrai, mais le but actuel n'est pas (encore) de construire un prototype industriel. Le but est d'étudier le potentiel de ce type de flocculateur, ce qui implique de tester initialement le meilleur prototype possible. Si les résultats sont concluants, *alors* la prochaine étape sera de simplifier la géométrie.

Ces questions sont explorées davantage au **Chapitre 8** et (plus particulièrement) au **Chapitre 9**.

CHAPITRE 6

TESTS AVEC LE PREMIER PROTOTYPE

Ce chapitre et les deux qui suivent présentent le volet expérimental du projet. Celui-ci est dédié au premier prototype du nouveau flocculateur. Il décrit le montage utilisé, la méthodologie des tests, et les résultats obtenus.

6.1 MÉTHODOLOGIE

6.1.1 Montage

Le montage est constitué d'un décanteur et de plusieurs autres éléments secondaires.

6.1.1.1 Décanteur

Un décanteur à échelle réduite fut construit. Il est illustré à la **Figure 6.1** et à la **Figure 6.2**. Il est constitué d'un cône ayant un angle de 30° surmonté par un long cylindre. La hauteur du cône est de 0.19 m et celle du cylindre est de 1.9 m. Le diamètre est de 0.7 m. Une surverse est installée vers le haut du cylindre et la sousverse est située au

centre du cône. Une surverse d'urgence est également incluse. Le décanteur est monté sur un trépied. Sa hauteur totale est de 2.57 m.

Le flocculateur décrit au **Chapitre 5** est fixé à la paroi dans la partie supérieure du décanteur. Il est positionné de façon à ce que son extrémité supérieure soit plus haute que la surverse. L'alimentation est située au bas de la partie cylindrique du décanteur.

La **Figure 6.2** montre les trajets suivis par la phase solide et la phase liquide. Après son entrée, l'alimentation traverse tout d'abord un convergent qui aplatit l'écoulement jusqu'à une épaisseur de 5 mm. La boue entre ensuite dans le flocculateur. Tel qu'expliqué au chapitre précédent, le flocculant est injecté par 12 petits trous répartis sur les deux



Figure 6.1 : Décanteur

côtés du profil. La boue et le flocculant traversent la détente, jaillissent hors de la fontaine, retombent dans la descente, et sortent enfin du flocculateur. Les flocs se dirigent alors vers la sousverse tandis que la liqueur claire se dirige vers la surverse.

Les flocs provoquent la création d'un petit lit de boue concentrée dans le cône. Ce lit doit être pompé rapidement afin de ne pas interférer avec la sortie du flocculateur. Le temps de résidence du lit de boue est trop court pour lui permettre de se compacter significativement. La sousverse est donc dirigée vers un autre réservoir où elle aura le temps de s'épaissir.

Une fois rempli jusqu'à la surverse, le décanteur contient environ 640 litres. Le débit visé (5 m/s au début du flocculateur) correspond à un temps de résidence moyen de

570 secondes, ou 9:30 minutes. Le temps de résidence de la boue dans le flocculateur est d'environ deux minutes. La vitesse ascendante dans le décanteur est de 13.5 m/h.

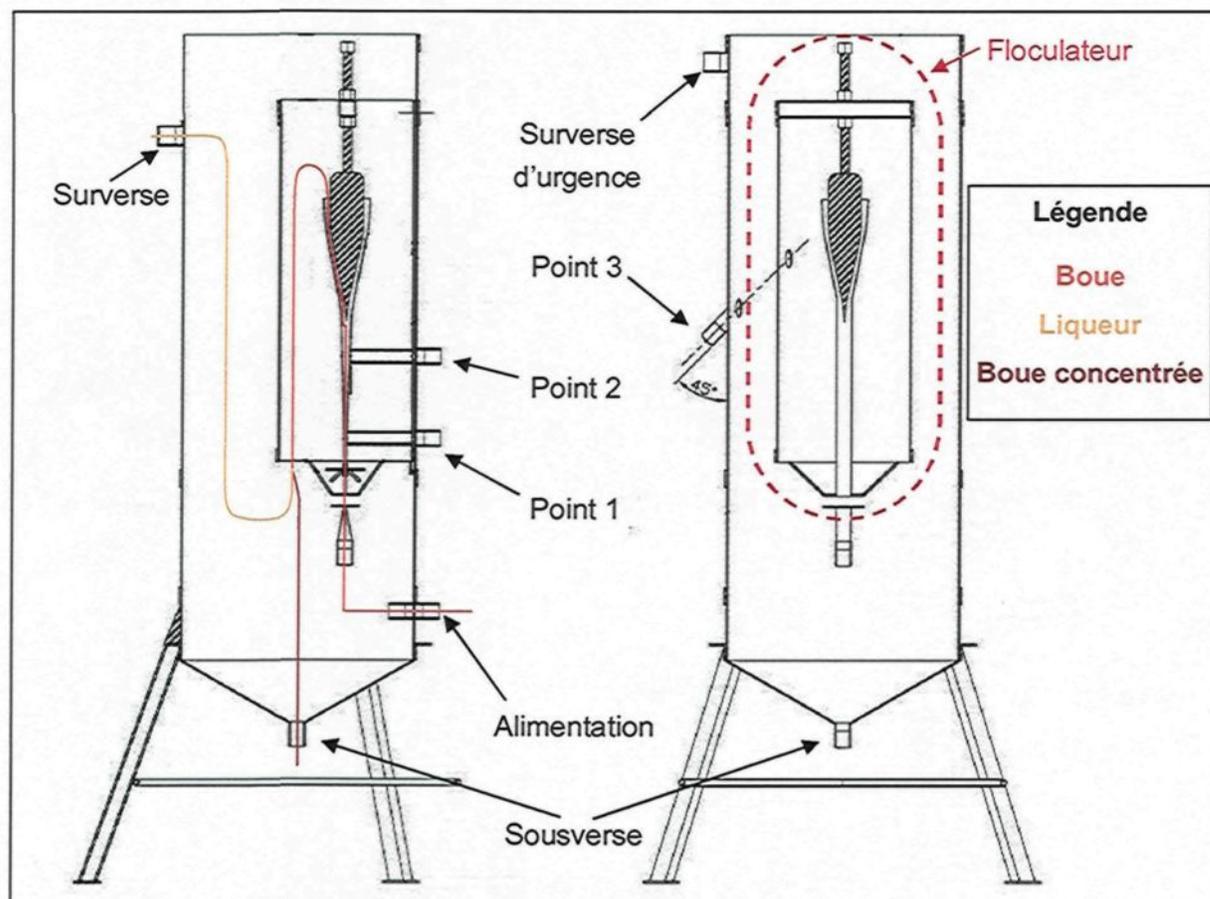


Figure 6.2 : Deux vues de face du décanteur

6.1.1.2 Autres éléments

La Figure 6.3 montre un schéma du procédé. On y retrouve les principaux éléments du montage.

- **Trois réservoirs.** Il y a en un pour la liquueur (16 m^3), un pour la boue (8 m^3) et un pour le flocculant (0.5 m^3). Le réservoir de boue est agité en continu pour éviter la sédimentation. Le réservoir de flocculant est également agité.

- **Cinq pompes.** Il y a une pompe pour la liqueur, une pour la boue, deux pour le floculant et une pour la sousverse. La surverse est entraînée par gravité. Les pompes de floculant ont chacune six têtes, ce qui leur permet de pomper six débits séparément. Les 12 têtes de pompe sont reliées de façon indépendante aux 12 trous de l'injection de floculant.
- **Une plate-forme.** Le décanteur, le réservoir de floculant et la sonde FBRM sont installés sur une plate forme mobile de trois mètres par trois mètres. Elle est construite sur roulette, et elle possède des gardes protecteurs sur l'ensemble de sa périphérie.
- **Un débitmètre.** Il est placé en amont du décanteur. Il permet de mesurer le débit volumique et la concentration de l'alimentation.

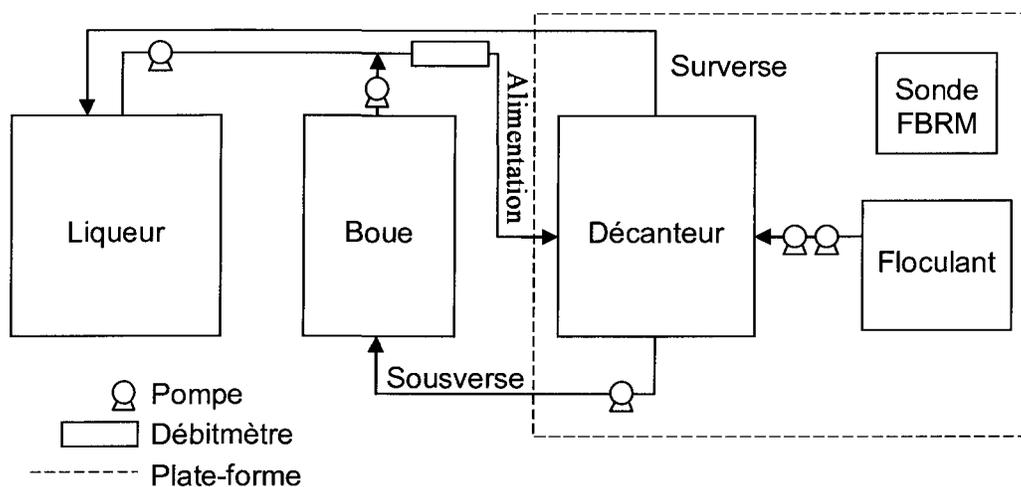


Figure 6.3 : Schéma de la structure de l'écoulement

6.1.2 Points de mesure

Les mesures de la sonde FBRM doivent être prises à l'intérieur du flocculateur. Pour ce faire, trois points de mesure furent aménagés dans la paroi du décanteur. Ce sont les points 1, 2 et 3 de la **Figure 6.2**. Ils sont également visibles à la **Figure 6.1**, où il est aussi possible de voir un quatrième point d'échantillonnage – celui qui est le plus élevé – qui n'a pas été utilisé dans ces tests-ci.

Les deux premiers points donnent accès à la zone de détente par le biais d'un conduit. Une extrémité de ce conduit est soudée au profil tandis que l'autre extrémité est située à l'extérieur du décanteur. Une valve empêche la sortie du liquide lorsque la sonde n'est pas insérée dans le conduit. Le troisième point donne plutôt accès à la zone de descente. Ici, aucun conduit n'est nécessaire ; la sonde est simplement insérée par un trou dans le décanteur qui est aligné avec un autre trou dans la paroi du cylindre du flocculateur. Elle est inclinée à un angle de 45° afin de mieux détecter les floccs. Le point 3 est quelque peu problématique. Aux points 1 et 2, la vitesse élevée de l'écoulement évite l'obstruction de la vitre de la sonde. Au point 3, les floccs ont cependant tendance à se déposer sur la vitre. Pour régler ce problème, un jet d'eau fut installé pour rincer la vitre à intervalle régulier.

Tableau 6.1 : Caractéristiques de l'écoulement aux points de mesure lorsque la vitesse initiale est de 5 m/s

Point de mesure	Par rapport à l'injection de flocculant		Vitesse (m/s)
	Distance (m)	Temps (s)	
1	0.095	0.02	4.5
2	0.344	0.11	1.5
3	-	> 10	0.01

Le **Tableau 6.1** présente les caractéristiques de l'écoulement aux trois points de mesure lorsque la vitesse à l'entrée du flocculateur est de 5 m/s. Les points 1 et 2 sont très rapprochés de l'injection de flocculant ; ils permettent d'étudier la taille des flocs *durant* le processus de floculation. Le point 3 est beaucoup plus loin, et représente le résultat final de la floculation.

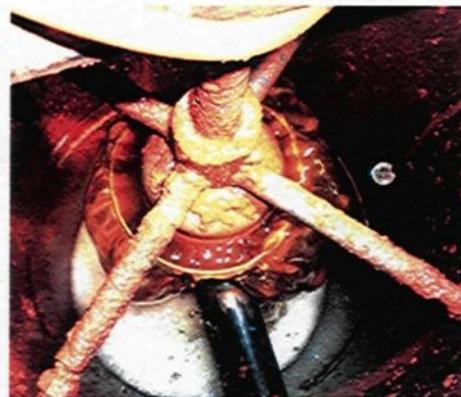


Figure 6.4 : Remplissage du décanteur

La **Figure 6.4** présente une image du remplissage du décanteur. Il est possible d'y voir les conduits des points 1 et 2 (en bas), ainsi que la sonde au point 3 (au milieu à droite) et le tuyau servant à la laver. Nous pouvons aussi remarquer l'uniformité de l'écoulement sortant de la fontaine.

6.1.3 Protocole expérimental

Le protocole expérimental de chaque essai est le suivant.

- Le décanteur est rempli de liqueur.
- Les deux pompes de flocculant sont démarrées et ajustées au débit désiré. Le débit est mesuré à l'aide d'un chronomètre et d'un cylindre gradué relié au réservoir de flocculant (un système de valve permet de pomper uniquement à partir du cylindre).
- La pompe de boue est mise en marche. Les débits volumiques de boue et de liqueur sont ajustés jusqu'à ce que le débit total et la densité indiqués par le débitmètre et le densimètre atteignent leur valeur désirée.

- La pompe de la sousverse est mise en marche.
- Une fois l'équilibre atteint, la sonde est utilisée pour mesurer la granulométrie aux trois points de mesure. Sa position est ajustée au dixième de millimètre à l'aide d'un vernier électronique. La sonde mesure la granulométrie en continue et elle renvoie une lecture toutes les 10 secondes. Ainsi, chaque lecture représente la granulométrie moyenne mesurée sur une période de 10 secondes. Après quelques lectures, la sonde est retirée et sa vitre est rincée avec de l'eau distillée. La sonde est insérée à plusieurs reprises à chacun des trois points. Une observation qualitative de la qualité des floccs à la surface du liquide est aussi réalisée.
- Lorsque les mesures sont terminées, l'alimentation de boue et de flocculant est arrêtée. Le décanteur est vidé et lavé. Dans certains cas, deux ou trois tests consécutifs (mais jamais plus) peuvent être réalisés sans vider le décanteur.

Un test dure environ deux heures. La liqueur récupérée à la surverse est suffisamment claire pour être retournée au réservoir de liqueur, tandis que la boue de la sousverse est retournée, après épaissement, dans le réservoir de boue. Le débitmètre utilisé pour l'alimentation doit être calibré fréquemment. Le point focal de la sonde est aussi réajusté à intervalle régulier.

En tout, la réalisation du volet expérimental de ce projet a nécessité l'équivalent d'environ trois mois de travail consécutif.

6.1.4 Tests réalisés

Cinq paramètres furent étudiés : la position de la buse, la vitesse de l'écoulement, la position de l'injection de flocculant, le dosage de flocculant et la concentration de

l'alimentation. Le **Tableau 6.2** liste toutes les valeurs de ces paramètres retenues pour les essais. Dans ce tableau, les **caractères gras** représentent la configuration de base; sauf indication contraire, ils représentent la valeur que chaque paramètre possède dans tous les tests.

Tableau 6.2 : Valeurs des paramètres étudiés (configuration de base en caractère gras)

Position de la buse	Vitesse de l'écoulement (m/s)	Position de l'injection de flocculant	Dosage de flocculant (g/t)	Concentration de l'alimentation (g/l)
Basse (-1.5 cm)	3	Opposée à la sonde	55	35
Normale	5	Face à la sonde	80	70
Haute (+13 cm)	8	Deux côtés	110	120

Quatre tests identiques ont été réalisés afin d'établir la reproductibilité du système : un au tout début de la période expérimentale, un à la toute fin, et les deux autres répartis à travers les différents tests. La configuration de base fut utilisée.

6.2 RÉSULTATS

Tel qu'établi au **Chapitre 3**, les résultats sont analysés à l'aide de la médiane et du c_{200} (pourcentage de particule inférieur à 200 microns) avec une pondération carrée.

6.2.1 Résultats qualitatifs

Les mesures des distributions granulométriques permettent d'observer les tendances et d'analyser le comportement du système, mais elles ne permettent pas

vraiment de déterminer le degré de bon fonctionnement du flocculateur. Les observations réalisées tout au long des tests apportent donc une confirmation qualitative importante. Dans l'ensemble, ces observations ont été positives. Dans de bonnes conditions d'opérations, les floccs avaient toujours une bonne taille et ils possédaient aussi une vitesse de descente élevée. La qualité de la surverse n'était pas excellente, mais elle n'était pas médiocre non plus, surtout en considérant le très court temps de résidence du système. Bref, à première vue, le flocculateur semble bien fonctionner.

6.2.2 Stabilité aux points de mesure

Pour chaque essai, entre 10 et 50 lectures de la sonde sont prises à chaque point de mesure. La stabilité d'une série de lecture peut être quantifiée grâce à son écart-type. La moyenne de ces écart-types est présentée au **Tableau 6.3**. Notons qu'ils sont exprimés en pourcentage de la moyenne : par exemple, si la médiane moyenne d'une série est 500 μm et que son écart-type est 50 μm , alors son écart-type est de 10%.

Tableau 6.3 : Moyennes des écart-types des séries de lecture de médiane et de c_{200} aux points de mesure

Point de mesure	Écart-type moyen (%)	
	Médiane	C_{200}
Point 1	1.9	1.4
Point 2	0.4	0.5
Point 3 (avant traitement)	22.7	57.1
Point 3 (après traitement)	14.3	42.4

Les lectures au point 1 et au point 2 sont très stables, mais celles au point 3 fluctuent considérablement. Il y a trois raisons pour ceci. Premièrement, la sonde mesure

beaucoup moins de particules au point 3 (environ 10 fois moins qu'aux deux autres points). Deuxièmement, la distribution granulométrique des particules est beaucoup plus évasée à cet endroit. Troisièmement, et tel que mentionné précédemment, la vitre de la sonde peut quelquefois devenir obstruée au point 3. Les deux premiers facteurs ont pour effet d'augmenter la variabilité des lectures, tandis que le troisième peut les fausser occasionnellement.

Pour essayer de corriger ce problème, un traitement numérique fut effectué sur les données du point 3. Les lectures contenant la plus grande ou la plus petite valeur de huit paramètres furent éliminées. Ces paramètres sont: la moyenne est la médiane avec une pondération carrée et sans pondération, le c_{200} , le d_{10} et le d_{90} avec une pondération carrée et le nombre de particules mesurées par seconde. Cette approche élimine environ 15% des lectures. Celles qui restent possèdent beaucoup moins de variation.

Des séries de lecture possédant des écart-types de 14% ou – surtout – 42% peuvent sembler très imprécises, mais en fait les moyennes ont une marge d'erreur relativement faible. Pour illustrer ceci, considérons un résultat typique du point 3: 35 lectures, une moyenne de 1000 μm pour la médiane et de 5% pour le c_{200} , et des écart-types égaux à ceux présentés au **Tableau 6.3**. Il est possible d'établir un intervalle de confiance pour la valeur exacte de la moyenne et du c_{200} . Pour ce faire, supposons qu'une série de lectures est un échantillon provenant d'une population distribuée normalement et ayant une moyenne μ et un écart-type σ . Dans ce cas, la moyenne d'un échantillon quelconque (\bar{X}) est elle aussi distribuée normalement puisqu'elle est basée sur plus de 30 valeurs⁽⁶⁾. La variable \bar{X} peut être normalisée avec l'équation suivante :

$$Z = \frac{\bar{X} - \mu}{\sigma / \sqrt{n}} \quad (6.1)$$

Z = variable centrée réduite

\bar{X} = variable aléatoire représentant la moyenne d'un échantillon de taille n provenant d'une variable aléatoire X de moyenne μ et d'écart-type σ

μ = moyenne de la population (approximée par la moyenne de l'échantillon)

σ = écart-type de la population (approximé par : $\sigma = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}$)

n = nombre de données dans l'échantillon

\bar{x} = moyenne arithmétique de l'échantillon ($\bar{x} = \mu$ dans le cas actuel)

En utilisant l'Équation 6.1 et la loi normale, nous pouvons établir que l'intervalle de confiance à 95% est :

$$953 \mu\text{m} \leq \text{médiane} \leq 1047 \mu\text{m} \quad (6.2)$$

$$4.3\% \leq c_{200} \leq 5.7\% \quad (6.3)$$

En d'autres mots, nous pouvons affirmer avec un degré de confiance de 95% que les deux paramètres se situent dans les intervalles présentés ci-dessus.

6.2.3 Tests de reproductibilité

La Figure 6.5 présente les médianes et les c_{200} obtenus aux trois points de mesure pour les quatre de tests de reproductibilité. Les valeurs moyennes sont également incluses, ainsi que les barres d'erreur (expliquées plus en détails ci-dessous). Rappelons que les caractères gras du Tableau 6.2 définissent les valeurs des différents paramètres. La première constatation qui s'impose est que les particules sont plus grosses (médiane plus élevée, c_{200} plus bas) au point 1 qu'au point 2. Ceci est un résultat contradictoire, et il doit être expliqué.

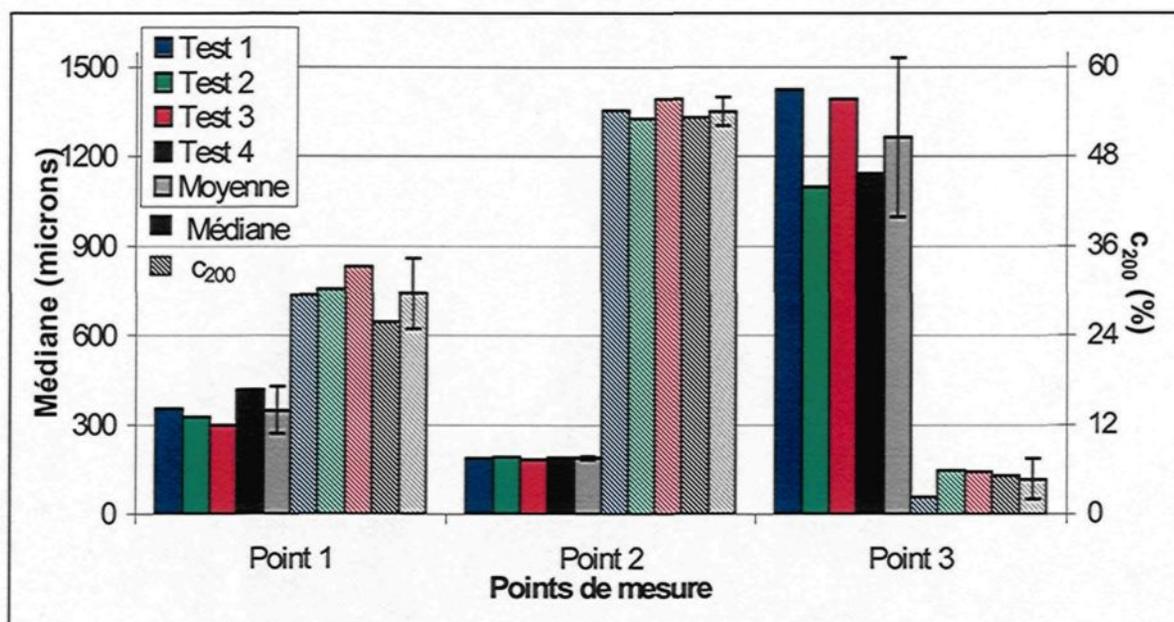


Figure 6.5 : Médiane et c_{200} pour les tests de reproductibilité

Il semble improbable que cette diminution soit due à la rupture des particules de boue ou des floccs. D'une part, les particules de boue sont certainement trop solides pour se briser, et même si ce n'était pas le cas, elles se briseraient à l'endroit où la turbulence est le plus élevée, c'est-à-dire dans le convergent. D'autre part, pour que la rupture des floccs soit responsable, il faudrait que les particules flocculent entre l'injection et le point 1 et qu'elles se brisent entre les points 1 et 2. Il n'y a pas assez de temps pour que cela se produise. En plus, si la turbulence était suffisante pour les briser, les floccs n'auraient jamais grossit significativement.

Si la rupture n'est pas en cause, il faut regarder du côté des mesures de la sonde. La **Figure 6.6** montre trois courbes typiques provenant des mesures non pondérées. La **Figure 6.7** montre les mêmes courbes avec une pondération carrée.

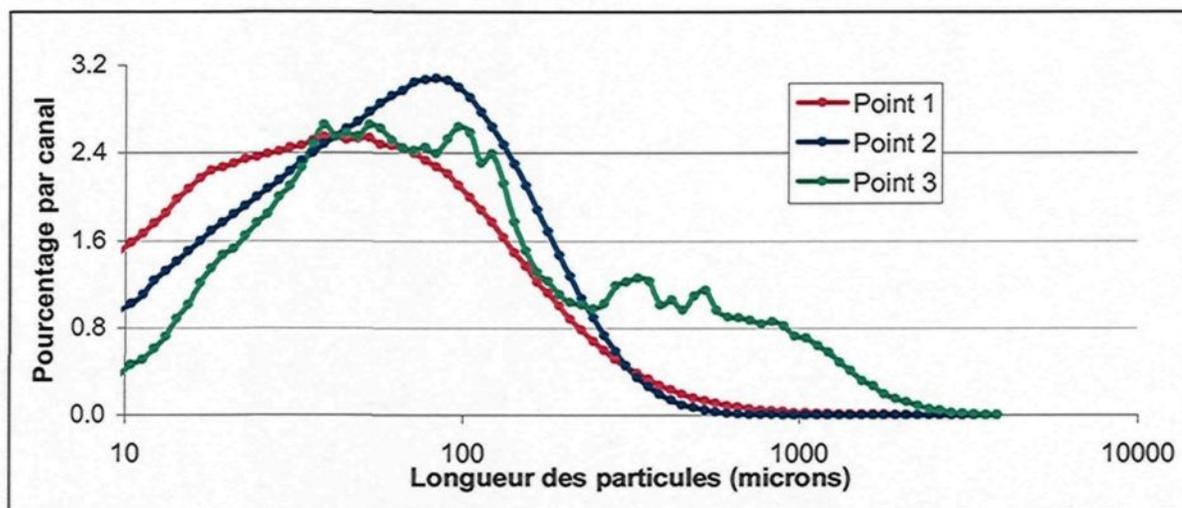


Figure 6.6 : Distribution granulométrique aux trois points de mesure (sans pondération)

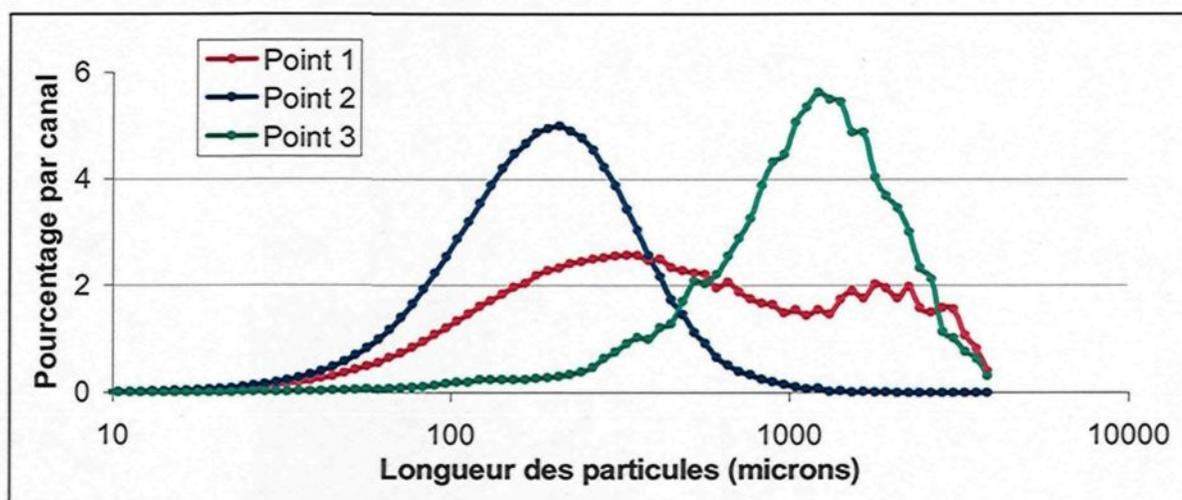


Figure 6.7 : Distribution granulométrique aux trois points de mesure (pondération carrée)

En l'absence de pondération, la distribution au point 1 semble avoir une plus petite taille que celle au point 2. En effet, la médiane sans pondération est en moyenne 38 μm au point 1 et 58 μm au point 2. La différence cruciale est qu'à partir d'environ 300 microns, la courbe du point 1 devient légèrement plus élevée que celle du point 2. Ce petit

écart devient énorme à travers le filtre d'une pondération carrée. Les valeurs au point 1 deviennent mêmes assez élevées pour créer une seconde crête aux alentours de 2000 μm .

Expliquer les étranges résultats obtenus au point 1 revient donc à expliquer les trop nombreuses lectures obtenues au-delà de 300 μm . L'hypothèse la plus convaincante se base sur la vitesse du rayon laser de la sonde. Tel qu'expliqué au **Chapitre 3**, le rayon laser se déplace à une vitesse de 8 m/s.

Cependant, au point 1, les particules ont déjà une vitesse d'environ 4.5 m/s (voir **Tableau 6.1**). Cette situation est

illustrée à la **Figure 6.8**. Lorsque le rayon laser se déplace dans le même sens que les particules, il est possible de montrer que :

$$L_m = \frac{V_{rl}}{V_{rl} - V_p} L_p = \frac{8}{8 - 4.5} L_p = 2.3 L_p \quad (6.4)$$

L_p = longueur de la particule (μm)

L_m = longueur de la particule mesurée par la sonde (μm)

V_{rl} = vitesse du rayon laser (m/s)

V_p = vitesse de la particule (m/s)

Ainsi, lorsque le rayon laser se déplace dans le sens de l'écoulement, la sonde surestime considérablement la taille des flocs. Ce phénomène peut être aggravé par le fait que la sonde obstrue une partie significative de la conduite au point 1, ce qui a pour effet d'accélérer l'écoulement. Il est intéressant de noter que cette explication prédit aussi l'effet inverse : lorsque le rayon se déplace dans le sens contraire de l'écoulement, la sonde devrait sous-estimer la longueur des flocs. Cette prédiction est confirmée par la **Figure**

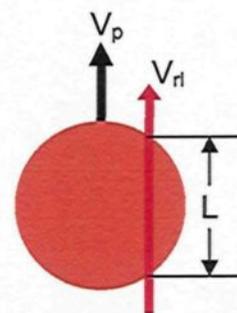


Figure 6.8 : Mesure d'une particule

6.6, où il est possible de voir que le nombre de particules ayant une très petite taille est supérieur au point 1 qu'au point 2. D'autre part, puisque la sonde sous-estime la granulométrie la moitié du temps et la surestime l'autre moitié, la distribution devrait être plus évasé au point 1 qu'au point 2, ce qui est effectivement observé. Une autre prédiction de cette hypothèse est que les lectures au point 1 pour les tests où la vitesse est variée devraient suivre une tendance : plus la vitesse est élevée, plus les particules devraient être grosses. C'est bel et bien ce qui a été obtenu, et cela ne concorde pas avec les tendances des deux autres points (voir **Section 6.2.5**). La situation est différente au point 2. À cet endroit, la vitesse de l'écoulement a suffisamment diminué pour que le phénomène puisse être négligé : avec $V_p = 1.5$ m/s, l'**Équation 6.4** donne $L_m = 1.2 L_p$. De plus, l'épaisseur du profil a plus que quadruplé à cet endroit (2.2 cm), ce qui permet d'insérer légèrement la sonde dans l'écoulement sans qu'elle devienne intrusive. Tout ceci nous porte à conclure que la faible différence entre la vitesse de l'écoulement et la vitesse du rayon laser au point 1 est en bonne partie responsable des lectures contradictoires obtenues aux deux premiers points.

Pour terminer, la courbe obtenue au point 3 contient un peu plus de bruit dans les deux figures. C'est normal : la sonde mesure environ 10 fois moins de particules à cette position, ce qui produit inévitablement une distribution moins lisse. La courbe non pondérée du point 3 peut sembler axée sur les petites particules, mais il faut se rappeler que la grande majorité de la masse est contenue dans les grosses particules. En pondération cubique, plus de 99% des particules (ce qui représente approximativement plus de 99% de la masse) sont contenus dans la deuxième crête de la **Figure 6.6**.

Le **Tableau 6.4** présente une analyse statistique des données de la **Figure 6.5**. La reproductibilité est excellente au point 2 et acceptable aux points 1 et 3. L'écart-type de

35.7% pour le c_{200} au point 3 peut paraître élevé, mais cette valeur provient uniquement du premier test de reproductibilité; pour les trois derniers, l'écart-type serait est de 5.8%. De plus, il est normal qu'un petit c_{200} ait un plus grand écart-type, puisqu'une petite modification de la distribution peut suffire à modifier considérablement sa valeur.

Il est possible d'effectuer deux analyses statistiques intéressantes sur ces données. La première consiste à déterminer l'intervalle de confiance à 95% des deux paramètres à l'aide de l'Équation 6.1. Il faut utiliser une distribution de Student au lieu d'une distribution normale parce que le nombre de valeurs est faible (inférieur à 30). Les résultats apparaissent au **Tableau 6.4** et sont représentés sous forme de barre à la **Figure 6.5**; la valeur réelle des paramètres – la valeur qui serait obtenue si une infinité de tests de reproductibilité étaient réalisés – se trouve dans ces intervalles 19 fois sur 20.

Tableau 6.4 : Statistiques des tests de reproductibilité

Point de mesure	Moyenne		Écart-type (%)		Intervalle de confiance à 95%	
	Médiane (μm)	c_{200} (%)	Médiane	c_{200}	Médiane (μm)	c_{200} (%)
1	350	29.7	14.4	10.1	269-430	24.9-34.4
2	188	54.1	1.7	2.2	183-193	52.1-56.0
3	1265	4.8	13.3	35.7	998-1532	2.1-7.5

La deuxième analyse vise à déterminer si une variation est statistiquement significative ou non. Dans les sections qui suivent, plusieurs paramètres sont variés par rapport à leur valeur dans la configuration de base. La question pertinente est de savoir si les variations observées dans les mesures sont attribuables à la modification du paramètre où si elles proviennent uniquement des fluctuations du système. Pour répondre à cette question, nous pouvons établir un intervalle de prévision. Il y a plusieurs façons de faire, mais la plus simple consiste à utiliser les valeurs du **Tableau 6.4** et la distribution de

Student. Les résultats sont présentés au **Tableau 6.5**. Cette approche n'est pas parfaitement exacte, mais presque⁽¹⁷⁾, et elle sera suffisante pour ce qui suit.

Si les mesures sont à l'extérieur de ces intervalles, il est clair que le paramètre a un effet sur les performances flocculateur. S'ils sont à l'intérieur, l'interprétation est plus complexe. Cela ne veut pas dire que le paramètre n'a aucun effet; cela veut seulement dire que son effet n'est pas visible avec cette approche. Dans de tels cas, il faut avoir recours à de l'information supplémentaire, comme l'analyse des tendances et les observations qualitatives, pour déterminer si les performances sont différentes ou non.

Tableau 6.5 : Intervalles de prévision basés sur les tests de reproductibilité

Point de mesure	Intervalle contenant 95% des futures valeurs	
	Médiane (μm)	C_{200} (%)
Point 1	189-510	20.1-39.2
Point 2	178-199	50.2-57.9
Point 3	731-1798	0-10.1

Un dernier point intéressant est l'ordre de grandeur des valeurs. Dans les tests de floculation en bécher réalisé au **Chapitre 3**, une boue flocculée avec un dosage de 80 g/t avait une médiane de 710 μm et un c_{200} de 4.9% (voir **Figure 3.14**). Ces valeurs sont comparables avec celles obtenues ici; la médiane est quelque peu différente, mais l'agitation dans le bécher avait tendance à briser les gros floccs. Les valeurs obtenues pour une boue non-flocculée sont cependant complètement différentes : médiane de 35 μm et c_{200} de 99.8% dans le bécher. Cela provient probablement de la différence au niveau du mode de lecture (mode *coarse* au lieu du mode *fine*). En effet, la **Figure 3.10** montre que le mode a peu d'impact sur les lectures de particules flocculées mais qu'elle change

considérablement les résultats pour des particules non-floculées, ce qui concorde avec ce qui a été obtenu.

En résumé, la reproductibilité est acceptable. Elle est suffisante pour analyser les résultats et réussir à en tirer plusieurs conclusions. D'autre part, les lectures au point 1 sont sujettes à de grandes erreurs en raison de la vitesse de l'écoulement. Il est donc difficile de s'y fier. Pour cette raison, les lectures au point 1 sont abandonnées dans ce qui suit.

6.2.4 Position de la buse

La position normale de la buse est présentée à la **Section 5.3.2** (voir **Figure 5.21**). Un mécanisme a été installé pour déplacer la buse afin d'étudier son impact sur la floculation. Il est possible de le voir à la **Figure 5.20** (4^e image), à la **Figure 6.2** et à la **Figure 6.4**. Trois positions de la buse furent considérées : sa position initiale, une position abaissée de 1.5 cm et une position élevée de 13 cm (13 cm est le maximum permis par le mécanisme).

La **Figure 6.9** montre les résultats obtenus. Les valeurs pour la buse en position haute correspondent à la moyenne des tests de reproductibilité. Au point 2, tous les résultats sont similaires, ce qui est tout à fait normal puisque la buse n'a pas d'impact sur le début de la zone de détente. Au point 3, cependant, une tendance claire est visible : plus la sonde est élevée et plus les floes sont gros. Malgré cette tendance, les valeurs obtenues sont à l'intérieur des intervalles de prédiction du **Tableau 6.5**, aussi bien pour la médiane que pour le c_{200} . Il faut donc analyser la tendance. En se basant sur la distribution de Student, les probabilités pour qu'une telle tendance soit observée par

hasard est respectivement de 0.5% et 0.6% pour la médiane et le c_{200} (une « telle tendance » veut dire deux résultats aussi éloignés et alignés en ordre croissant ou décroissant). De plus, les observations qualitatives corroborent la tendance observée : les floes semblaient réellement plus petits lorsque la buse était plus basse.

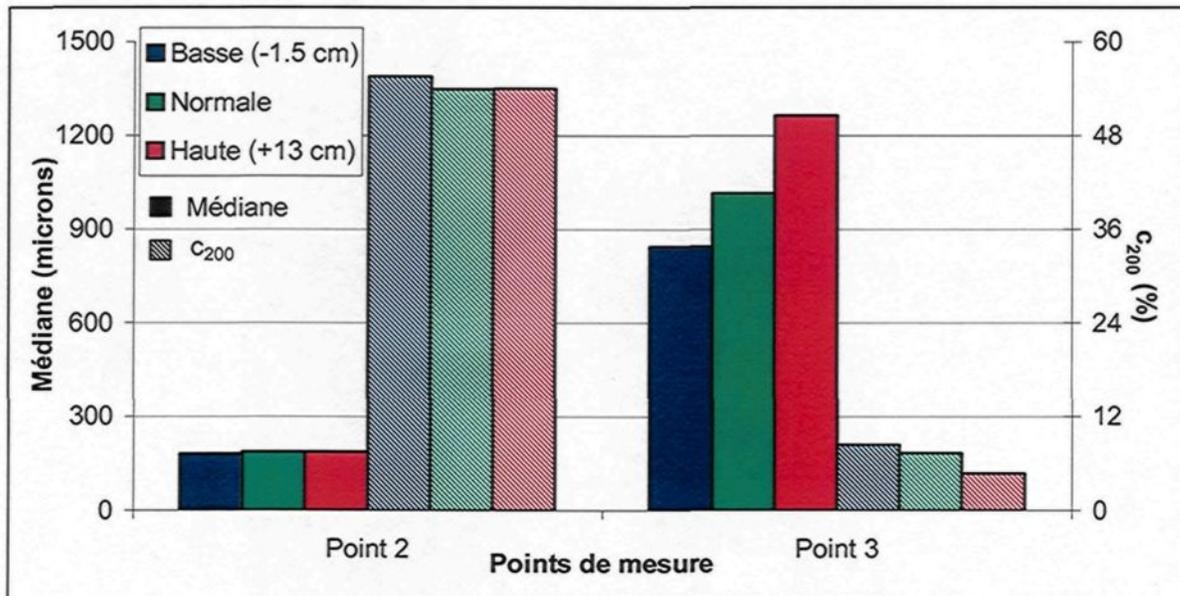


Figure 6.9 : Médiane et c_{200} en fonction de la position de la buse

Ces résultats indiquent que la buse est non seulement inutile, mais même nuisible. C'est une conclusion avantageuse : la buse est un mécanisme complexe à construire et à ajuster, et l'enlever est définitivement une amélioration au design. Mais c'est aussi une conclusion intrigante. Au **Chapitre 5**, l'ajout d'une buse a été la seule méthode qui a permis de distribuer uniformément l'écoulement. Peut-être que les simulations manquaient de précision pour une raison ou pour une autre (divergence numérique?), ou peut-être que l'uniformité de l'écoulement n'est pas si importante après tout. Quoi qu'il en soit, enlever la buse donne de meilleurs résultats. Par conséquent, tous les tests des autres sections ont été effectués avec la buse à sa position la plus élevée.

6.2.5 Vitesse de l'écoulement

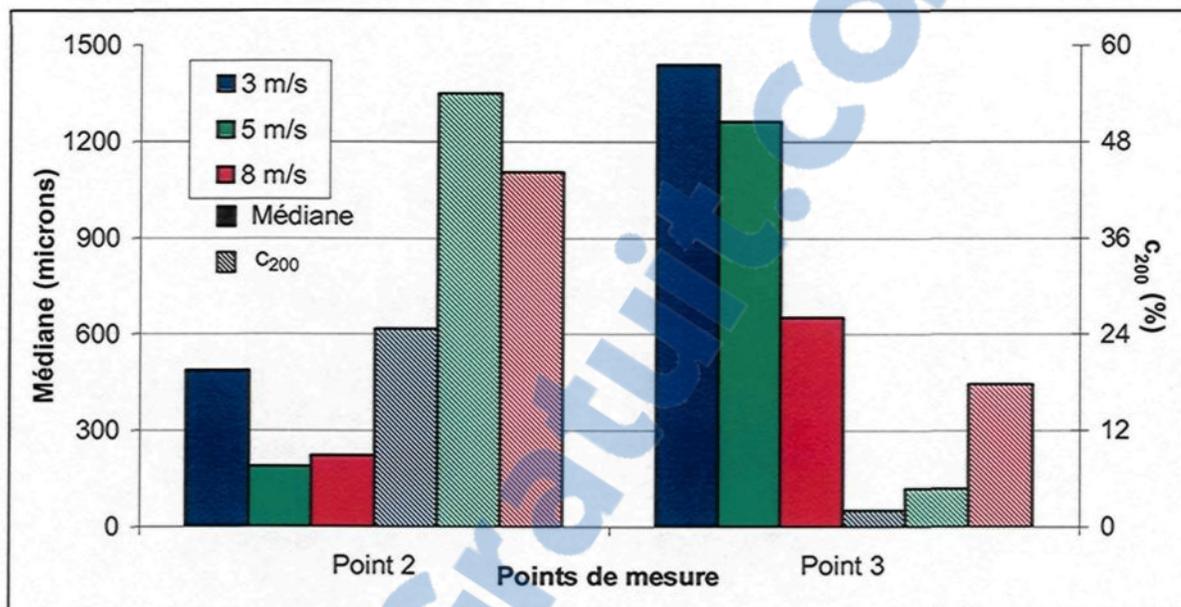


Figure 6.10 : Médiane et c_{200} en fonction de la vitesse de l'écoulement

L'impact de la vitesse de l'écoulement est illustré à la Figure 6.10. La vitesse de 5 m/s représente la moyenne des tests de reproductibilité. Au point 2, une vitesse de 3 m/s produit des floccs beaucoup plus gros, probablement parce que les particules ont davantage de temps pour flocculer. Il n'y a pas de différence significative à ce point entre une vitesse de 5 m/s et une vitesse de 8 m/s.

Au point 3, les résultats montrent que plus la vitesse est élevée, plus les floccs sont petits. La différence n'est pas très grande entre 3 m/s et 5 m/s : seulement 12 %. Mais à 8 m/s, il est clair que les floccs sont brisés : la médiane est plus de deux fois plus petite que celle obtenue à 5 m/s, et le c_{200} est quatre fois plus élevée. Cela est évidemment à l'extérieur des intervalles de prédiction. Une vitesse de 5 m/s semble donc être la limite supérieure du flocculateur.

6.2.6 Position de l'injection de flocculant

La position de l'injection de flocculant fait référence au côté du profil où le flocculant est injecté. Ici, les tests de reproductibilité n'ont pas pu être utilisés comme référence, puisque les pompes étaient incapables d'injecter un dosage de 80 g/t d'un seul côté. Par conséquent, un plus faible dosage de 55 g/t fut alimenté d'un côté du profil, de l'autre, et finalement répartie également entre les deux côtés. Les résultats sont illustrés à la **Figure 6.11**. Au point 2, il n'y a pas de tendance. Au point 3, la différence entre un seul côté et deux côtés est en moyenne 17% pour la médiane et 35% pour le c_{200} . Ceci n'est pas une différence significative du point de vue statistique, mais il y a trois raisons de croire que la tendance est bien réelle. Premièrement, elle est relativement improbable. Deuxièmement, les observations qualitatives ont montrés que les floccs étaient plus gros avec une injection d'un seul côté. Troisièmement, des résultats similaires ont été obtenus avec le deuxième prototype (voir **Section 7.3.5**). Ensemble, ces observations montrent de façon convaincante que le flocculateur fonctionne mieux lorsque le flocculant est injecté d'un seul côté.

Cette observation inattendue – théoriquement, deux côtés devraient mieux disperser le flocculant qu'un seul – est probablement due aux pompes de flocculant. À faible dosage, les têtes de pompes tournent relativement lentement, ce qui peut produire un débit saccadé. Il semble donc qu'un débit constant sur un seul côté entraîne une meilleure flocculation qu'un débit saccadé sur deux côtés.

En théorie, alimenter un certain débit d'un côté d'un profil est (approximativement) l'équivalent d'alimenter le même débit de chaque côté d'un profil ayant le double de l'épaisseur. Ainsi, ces résultats montrent qu'il serait possible de doubler l'épaisseur (et par conséquent la capacité) du flocculateur.

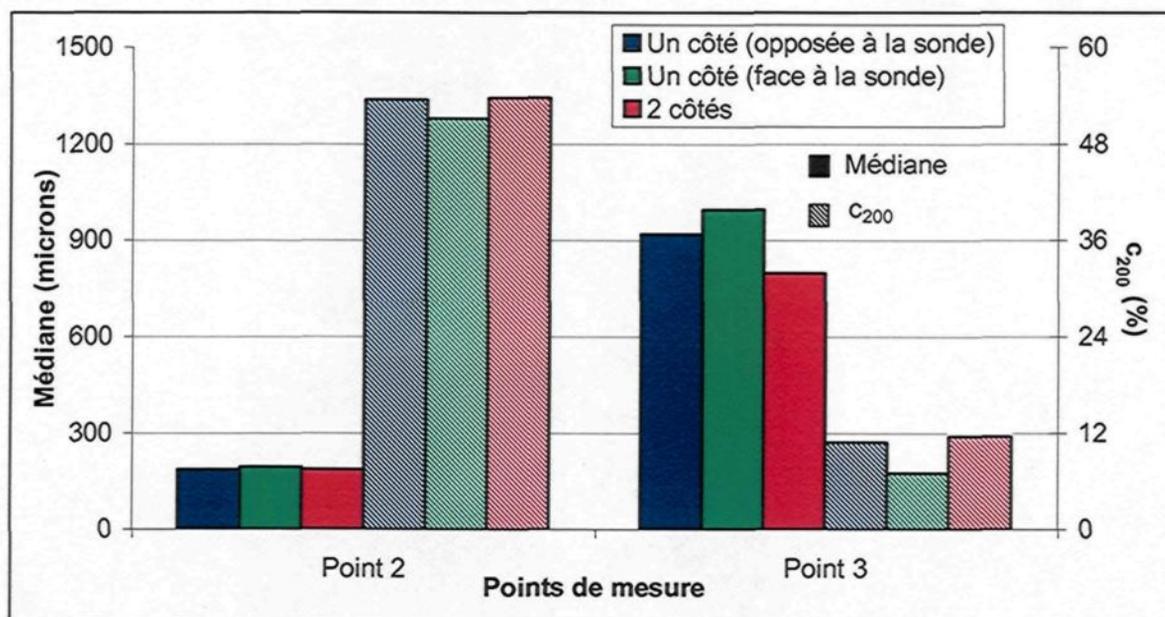


Figure 6.11 : Médiane et c_{200} en fonction de la position du point d'injection de flocculant (dosage de 55 g/t)

6.2.7 Dosage de flocculant

La Figure 6.12 présente les résultats obtenus en fonction du dosage de flocculant. Au niveau du point 2, aucune variation n'est visible. Au point 3, il n'y a pas de différence significative entre un dosage de 80 g/t et un dosage de 110 g/t (écart de 3% et 13% pour la médiane et le c_{200} , respectivement). La taille des particules est cependant beaucoup plus petite pour un dosage de 55 g/t : la médiane est 40% plus basse qu'à 80 g/t tandis que le c_{200} est deux fois plus élevée. Cette différence est significative pour le c_{200} et à la limite de l'intervalle de prévision pour la médiane (probabilité de 7%). Elle est aussi corroborée par les observations qualitatives.

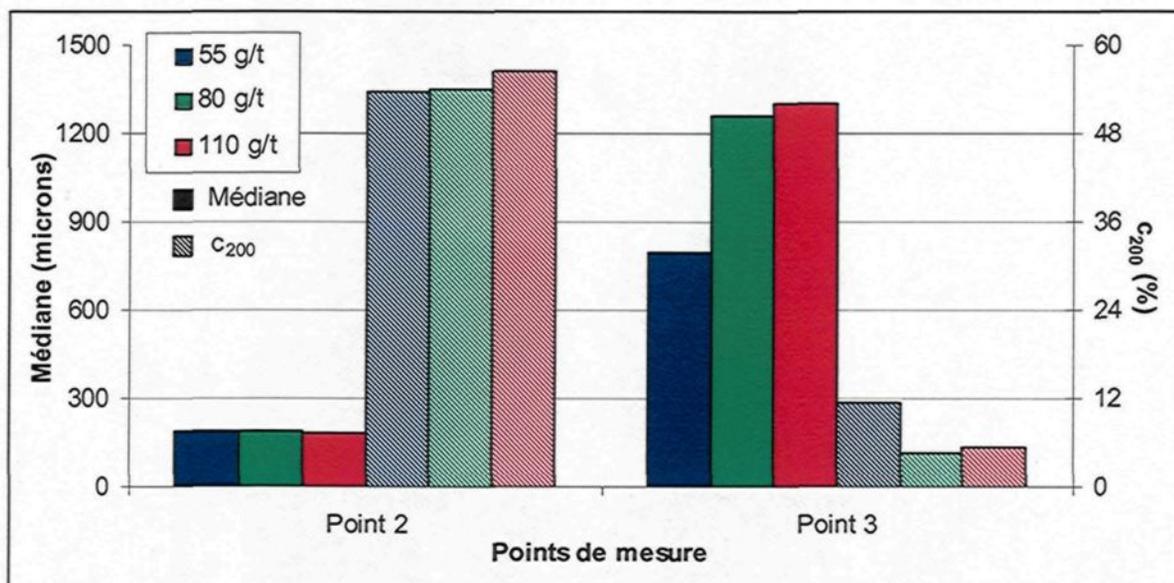


Figure 6.12 : Médiane et c_{200} en fonction du dosage de floculant

Il y a deux explications possibles pour cette diminution. La première est simplement que le faible dosage a entraîné de plus petits floccs – après tout, diminuer le dosage doit éventuellement nuire à la floculation, et 55 g/t est probablement assez bas pour que cela se produise. La deuxième est que le débit saccadé des pompes à faible dosage nuit à la floculation.

En comparant la **Figure 6.11** et la **Figure 6.12**, il est possible de conclure que les problèmes reliés à la stabilité du débit de floculant ont joué un rôle, mais qu'ils ne suffisent pas à expliquer la diminution. La floculation est réellement moins efficace à un dosage de 55 g/t.

6.2.8 Concentration de l'alimentation

Tel qu'expliqué à la **Section 3.2.3**, une concentration élevée peut avoir un impact sur les mesures de la sonde. La plus haute concentration étudiée ici est de 120 g/l, ce qui

correspond à une fraction massique de 11%. La **Figure 3.12** montre que cette concentration demeure suffisamment basse pour que les mesures soient fiables.

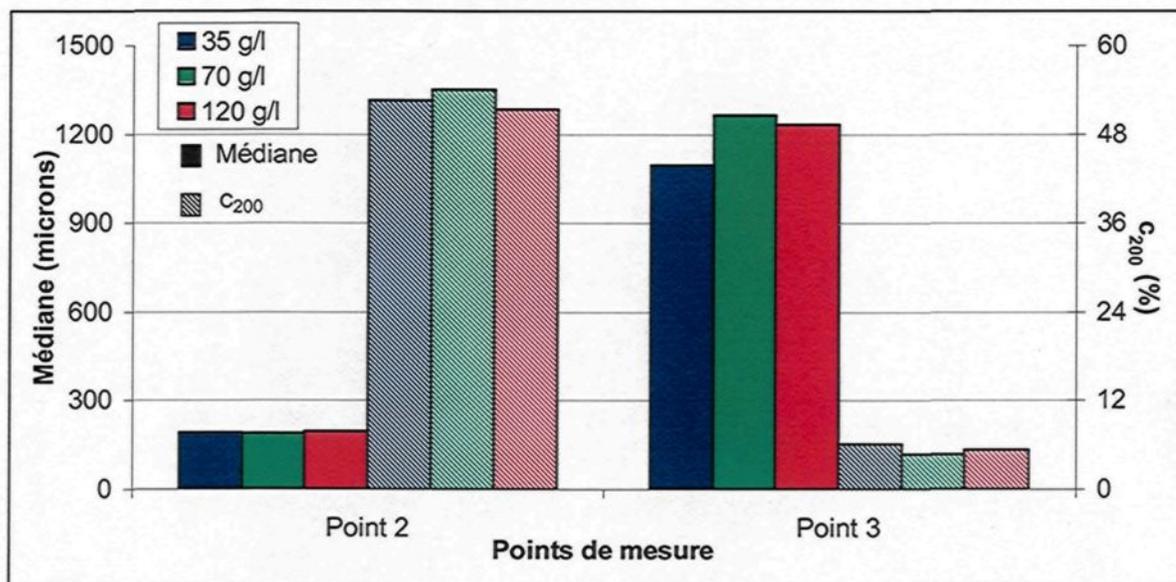


Figure 6.13 : Médiane et c_{200} en fonction de la concentration de l'alimentation

La **Figure 6.13** illustre l'impact de la concentration de solide de l'alimentation. La floculation est légèrement plus basse à 35 g/l, mais la différence n'est pas significative (12% d'écart entre 35 g/l et 80 g/l). Le flocculateur semble produire une floculation uniforme sur toute cette gamme de concentration.

6.2.9 Synthèse

Le **Tableau 6.6** présente une synthèse des résultats obtenus avec le premier prototype du nouveau flocculateur.

Tableau 6.6 : Synthèse des résultats obtenus

Paramètre	Résultats
Position de la buse	Plus la buse est haute, plus la floculation est bonne.
Vitesse de l'écoulement	Bonne floculation jusqu'à 5 m/s. La qualité diminue pour des vitesses plus élevées.
Position de l'injection de floculant	À faible dosage, un seul côté fonctionne mieux que deux. Possibilité de doubler l'épaisseur (et donc le débit) du flocculateur.
Dosage de floculant	À 55 g/t, la qualité de la floculation diminue. Pas de différence notable entre 80 g/t et 110 g/t.
Concentration de l'alimentation	Floculation constante.

CHAPITRE 7

TESTS SUR LE DEUXIÈME PROTOTYPE

Suite aux résultats obtenus avec le premier prototype, une deuxième version du nouveau flocculateur fut construite. Ce chapitre suit la même structure et analyse les résultats selon la même démarche que le chapitre précédent.

7.1 DÉVELOPPEMENT DU DEUXIÈME PROTOTYPE

Il y a trois différences entre ce prototype et le précédent. Premièrement, la buse fut complètement enlevée.

Deuxièmement, le profil fut raccourci. En enlevant la buse, l'aire de la sortie a plus que doubler. Au lieu de revoir complètement la forme du profil pour réajuster la taille de la fontaine, le profil du premier prototype fut réutilisé, mais en éliminant les derniers 15 cm. Cette approche a pour avantage de réduire significativement la longueur du flocculateur. La nouvelle sortie a un diamètre de 10.5 cm, une aire de 87 cm² et une vitesse moyenne à la sortie de 13 cm/s (à titre de comparaison, pour le premier prototype ces valeurs étaient respectivement de 14 cm, 75 cm² et 15 cm/s). Le nouveau profil est identique à celui présenté à la **Figure 5.21**, à l'exception qu'il se termine à une longueur de 65 cm.

Troisièmement, le système d'injection du flocculant a été modifié. Le système utilisé sur le premier prototype – six petits trous de chaque côté du profil – fonctionne assez bien,

mais les résultats ont montrés que le débit peut devenir saccadé à bas dosage. De plus, ce système nécessite la présence de douze têtes de pompes, ce qui deviendrait un casse-tête mécanique en usine. Pour simplifier le design, un nouvel injecteur fut conçu en se basant sur le concept initial : une seule fente rectangulaire (voir **Section 5.2.1**). Le nouvel injecteur est constitué d'un bloc d'acier avec une mince fente en son centre. Un côté du bloc est relié à un tuyau, tandis que l'autre est conçu de façon à pouvoir s'insérer directement dans le profil. Le floculant peut ainsi être injecté en utilisant seulement deux pompes. La fente à une longueur de 2 mm et une largeur égale à celle du profil (4.5 cm). L'injecteur est représenté à la **Figure 7.1**.



Figure 7.1 : Système d'injection du floculant du deuxième prototype (profil à gauche et injecteur à droite)

Ce système fut construit en supposant que la haute viscosité du floculant combinée à la faible hauteur de la fente allait forcer l'écoulement à se répartir rapidement sur toute la largeur de la fente. Comme il est possible de le voir sur la partie de droite de la **Figure 7.1**, ceci est bel et bien le cas; le floculant se réparti de façon très uniforme.

7.2 MÉTHODOLOGIE

Le montage et le déroulement des essais est le même que pour le premier prototype. Les deux différences majeures se situent aux niveaux des points de mesure et des tests réalisés.

7.2.1 Points de mesure

Le premier prototype avait trois points de mesure. Le point 1 a déjà été rejeté au chapitre précédent. Le point 3, quant à lui, est abandonné en raison de sa grande marge d'erreur et des risques d'entartrage de la vitre qui y sont associés. Par conséquent, seul le point 2 est conservé.

Pour remplacer les deux points éliminés, trois nouveaux sont ajoutés. Le premier est situé immédiatement au dessus de la sortie. Les deux autres sont respectivement situés au tiers et aux deux tiers de la distance entre l'extrémité de la sortie et la paroi du cylindre du flocculateur. Ces trois points sont placés environ 3 cm au dessus de la fin du profil.

Les emplacements des quatre points de mesure sont illustrés à la **Figure 7.2**. Les trois nouveaux points sont appelés *point 4*, *point 5a* et *point 5b* afin de rester consistant avec la notation introduite au dernier chapitre. Les deux derniers points sont regroupés

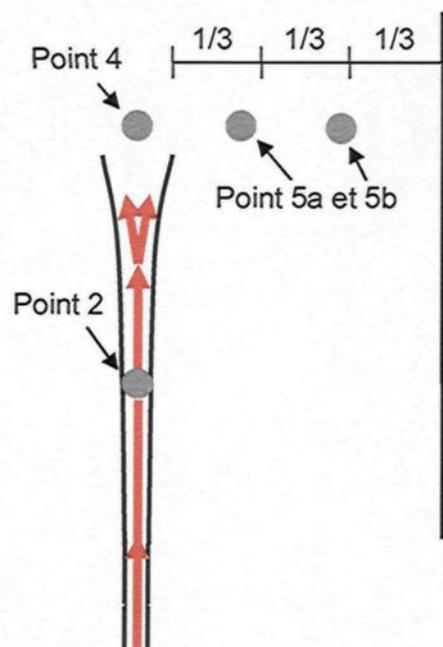


Figure 7.2 : Position des points de mesure du deuxième prototype

sous le même nom parce qu'ils mesurent la même chose : la taille des floccs lorsqu'ils qu'ils redescendent sur les côtés après que la floculation soit terminée.

Les caractéristiques du point 2 sont données au **Tableau 6.1**. Pour le point 4, la vitesse moyenne est d'environ 10 cm/s et le temps écoulé est légèrement supérieure à une demie seconde. Au point 5, le temps est de quelques secondes et la vitesse est de l'ordre de un ou deux cm/s.

7.2.2 Tests réalisés

À l'exception de la position de la buse, les paramètres testés sont les mêmes que pour le premier prototype : la vitesse de l'écoulement, la position de l'injection de flocculant, le dosage de flocculant et la concentration de l'alimentation. Toutes les valeurs testées sont présentées au **Tableau 7.1**. Encore une fois, les chiffres en **caractère gras** représentent la configuration de base.

**Tableau 7.1 : Valeurs des paramètres étudiés pour le deuxième prototype
(valeurs de base en caractère gras)**

Vitesse de l'écoulement (m/s)	Position de l'injection de flocculant	Dosage de flocculant (g/t)	Concentration de l'alimentation (g/l)	
3	Opposée à la sonde	40	35	200
5	Face à la sonde	80	75	300
7.5	Deux côtés	120	120	400

Cinq tests utilisant la configuration de base furent réparties à travers les autres essais afin d'établir la reproductibilité du système.

7.3 RÉSULTATS

7.3.1 Résultats qualitatifs

Qualitativement, les résultats semblent similaires à ceux du premier prototype; les floccs sont assez gros, ils sédimentent rapidement, et la surverse a une clarté modérée. S'il y a une différence entre les deux versions du flocculateur, elle n'est pas visible à l'œil nu.

7.3.2 Stabilité aux points de mesure

Le **Tableau 7.2** montre les écart-types moyen pour les différentes séries de lecture. Un traitement numérique fut effectué aux point 4 et 5 afin d'éliminer les valeurs extrêmes.

Tableau 7.2 : Moyennes des écart-types des séries de lecture de médiane et de c_{200} aux points de mesure pour le deuxième prototype

Paramètre	Écart-type moyen (%)						
	Point 2	Avant traitement			Après traitement		
		Point 4	Point 5a	Point 5b	Point 4	Point 5a	Point 5b
Médiane	0.4	3.3	9.9	9.5	2.3	7.5	7.0
c_{200}	0.5	5.6	18.8	23.5	3.9	14.0	17.3

Les lectures sont beaucoup plus stables que celles obtenus avec le premier prototype. Les écart-types maximaux obtenus pour la médiane et le c_{200} (7.5% et 17.3%) sont respectivement 2 et 2.5 fois plus petits que ceux obtenus au chapitre précédent.

L'**Équation 6.1** peut être utilisée pour déterminer l'intervalle de confiance à 95% des paramètres provenant d'une série de lectures typique. Les résultats sont présentés au

Tableau 7.3. Les calculs ont été réalisés en prenant les écart-types du **Tableau 7.2** et en supposant que 35 lectures sont prises par point de mesure.

Tableau 7.3 : Intervalles de confiance à 95% pour des valeurs typiques provenant d'une série de 35 lectures

Point de mesure	Médiane (μm)		C_{200} (%)	
	Valeur moyenne typique	Intervalle	Valeur moyenne typique	Intervalle
Point 2	200	199.7-200.3	55	54.9-55.1
Point 4	300	298-302	20	19.7-20.3
Point 5a	700	683-717	7	6.7-7.3
Point 5b	800	781-819	5	4.7-5.3

Comme avec le premier prototype, la majeure partie des variations ne proviennent pas de la sonde; elles proviennent plutôt, comme nous le verrons à la prochaine section, des fluctuations du système d'un test à un autre.

7.3.3 Tests de reproductibilité

Les médianes et les c_{200} obtenus pour les cinq tests de reproductibilités sont illustrés à la **Figure 7.3**. On y retrouve également les moyennes et les intervalles de confiance à 95%. Cette figure nous permet de voir la taille des particules augmenter dans le temps. Le point 4 est particulièrement intéressant, puisqu'il montre la fraction de la floculation qui est réalisée dans le profil et hors du profil. Les données recueillies à ce point nous indiquent que la majeure partie de la floculation s'effectue dans la zone de turbulence située au dessus de la sortie de la fontaine.

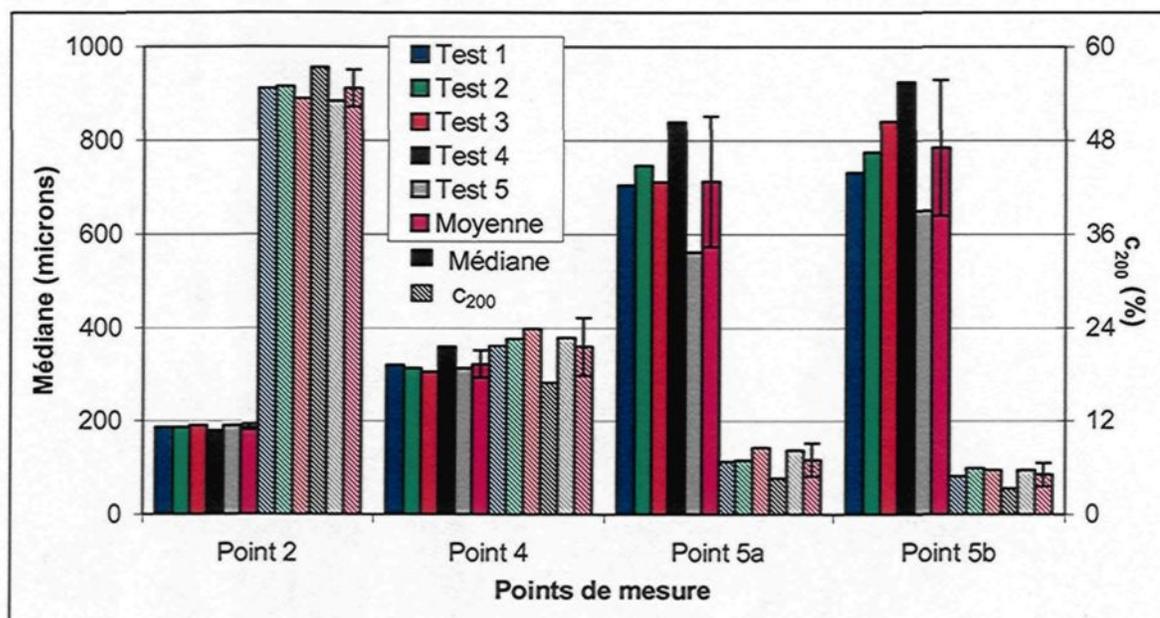


Figure 7.3 : Médiane et c_{200} pour les tests de reproductibilité pour le deuxième prototype

La taille des floccs est légèrement plus élevée au point 5b qu'au point 5a. L'augmentation est faible, mais elle est bien réelle : on la retrouve pour les cinq tests et pour les deux paramètres, ce qui est statistiquement significatif.

Voici une explication pour ce phénomène quelque peu surprenant. Plus les particules montent haut après leur sortie, plus elles ont de temps pour flocculer. En plus, la zone de turbulence située au dessus du profil est théoriquement très propice à la flocculation. Ainsi, les particules qui ont montées plus haut forment en moyenne de plus gros floccs, et ces floccs, étant haut, ont tendance à retomber loin du centre. À l'inverse, les floccs qui retombent rapidement sont petits et frôlent le profil. Le résultat est que les floccs sont légèrement plus gros au point 5b qu'au point 5a.

Pour vérifier cette hypothèse, des mesures ont été prises en fonction de la distance à partir du centre du flocculateur pour le quatrième test de reproductibilité. Les résultats sont présentés à la **Figure 7.4**. Les points de mesure 4, 5a et 5b correspondent

respectivement à un rayon de 0, 10 et 15 cm. Cette figure montre clairement que la taille des particules augmente avec la distance à partir du centre du flocculateur

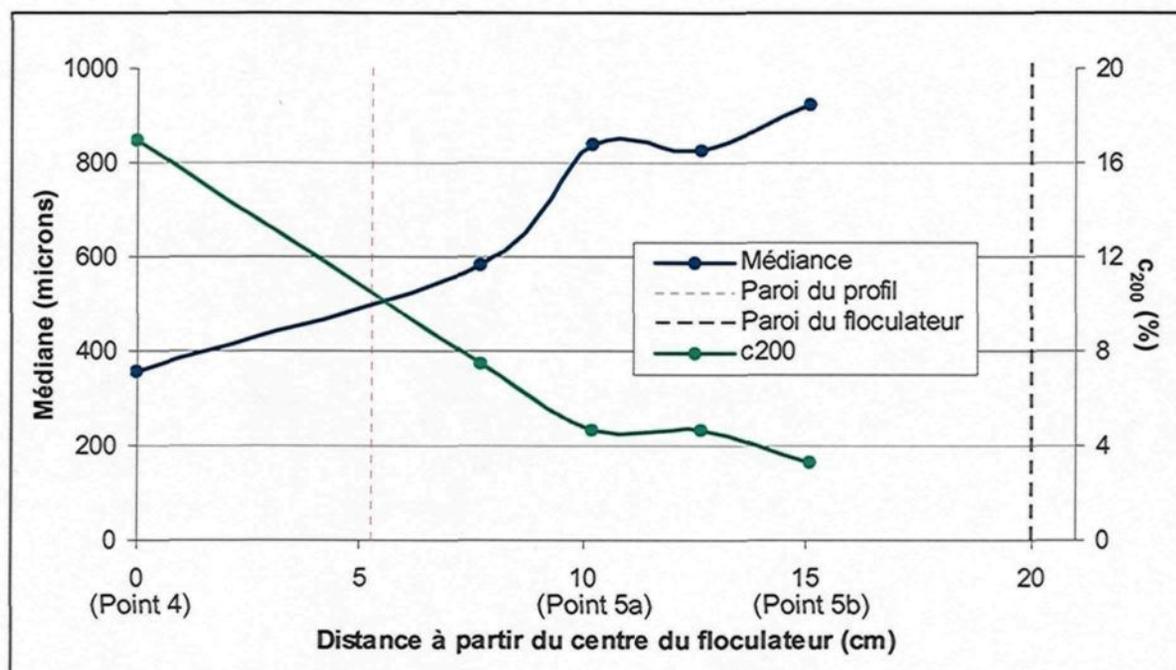


Figure 7.4 : Médiane et c_{200} des particules en fonction du rayon 3 cm au dessus de la sortie du profil

Les résultats présentent une autre propriété intrigante : la taille des particules est plus petite que celle obtenue au point 3 du premier prototype. Pour expliquer cette différence, il faut considérer trois faits relatifs au point 3 : il était situé immédiatement à côté de la paroi du flocculateur (voir **Figure 6.4**), ce qui est, comme nous venons de le voir, un endroit où les flocs sont plus gros; la sonde y était beaucoup plus basse que la sortie du profil, ce qui laisse plus de temps aux particules pour flocculer; et la sonde y était inclinée à 45° , ce qui facilite la lecture des grosses particules. Par conséquent, la différence de taille qui fut observée provient probablement du changement de la position de la sonde. Une comparaison entre les deux prototypes montre aussi qu'au point 2 – le

seul point de mesure commun – les résultats sont rigoureusement identiques : moins de 1% d'écart.

Une dernière observation pertinente est que la médiane au point 5b augmente de façon régulière pour les quatre premiers tests pour ensuite diminuer au cinquième. Le temps de préparation du floculant suit la même tendance : il avait été préparée depuis cinq jours pour le premier test, six pour le deuxième et troisième, sept pour le quatrième et un seul pour le dernier. Le coefficient de corrélation entre ces deux variables – la médiane et l'âge du floculant – est de 0.88. Cette valeur est assez élevée pour affirmer avec un degré de confiance de plus de 95% qu'il y a bel et bien une corrélation positive entre ces deux variables (pour cinq points, un degré de confiance de 95% pour une corrélation positive requiert un coefficient de 0.81). Cette corrélation a été observé à plusieurs reprises dans la littérature⁽⁷⁾⁽²⁸⁾⁽³⁴⁾. Elle est généralement expliquée en supposant qu'un floculant qui est préparé depuis longtemps a des chaînes de polymère plus étendues, ce qui améliore la floculation. Si cette hypothèse est correcte, la viscosité devrait être un meilleur indicateur de l'efficacité du floculant que son âge. Ainsi, les performances en usine pourraient être améliorées en optimisant la viscosité du floculant.

Tableau 7.4 : Statistiques des tests de reproductibilité du deuxième prototype

Point de mesure	Moyenne		Écart-type (%)		Intervalle de confiance à 95%	
	Médiane (µm)	C ₂₀₀ (%)	Médiane	C ₂₀₀	Médiane (µm)	C ₂₀₀ (%)
Point 2	187	54.8	2.3	3.1	182-192	52.6-56.8
Point 4	322	21.6	6.7	12.6	295-348	18.2-24.9
Point 5a	713	7.0	14.1	22.0	589-837	5.1-9.0
Point 5b	785	5.1	13.3	21.1	655-914	3.8-6.5

Le **Tableau 7.4** présente les statistiques pertinentes. Les écart-types des lectures sont légèrement plus faibles que ceux obtenus avec le premier prototype. Les intervalles de confiance à 95% sont eux aussi plus étroits, en partie parce que la variation est plus petite et en partie parce qu'un test de plus fut réalisé.

Comme au dernier chapitre, un intervalle de prévision peut-être établie pour chaque variable. Il est présenté au **Tableau 7.5**.

Tableau 7.5 : Intervalles de prévision basés sur les tests de reproductibilité pour le deuxième prototype

Point de mesure	Intervalle contenant 95% des futures valeurs	
	Médiane (μm)	C ₂₀₀ (%)
Point 2	175-199	50.0-59.4
Point 4	262-381	14.0-29.1
Point 5a	435-991	2.8-11.3
Point 5b	495-1075	2.1-8.1

7.3.4 Vitesse de l'écoulement

La **Figure 7.5** montre l'impact de la vitesse de l'écoulement. Une vitesse de 5 m/s correspond à la moyenne des tests de reproductibilité. De façon générale, ces résultats sont semblables à ceux obtenus avec le premier prototype. La taille des particules diminue lorsque la vitesse augmente, et cette tendance est statistiquement significative à tous les points à l'exception du point 2.

Il y a une forte différence entre une vitesse de 3 m/s et 5 m/s au point 4, mais elle a presque disparu aux points 5a et 5b. Une première interprétation de ce résultat est que le temps joue un rôle important au point 4. En effet, à une vitesse de 3 m/s, les particules ont

presque deux fois plus de temps pour flocculer dans le profil, ce qui pourrait expliquer leur grande taille à la sortie. En revanche, aux points 5a et 5b la flocculation a eu le temps d'être complétée peu importe la vitesse de l'écoulement, et il y a donc peu de différence. Une deuxième interprétation est qu'une plus grande vitesse brise davantage les floccs à l'intérieur du profil qu'à l'extérieur, et que pour cette raison la différence est plus grande à la sortie qu'à la descente. En réalité, les deux explications jouent probablement un rôle. Quoi qu'il soit, la tendance observée au point 5 est qu'il existe une petite différence entre une vitesse de 3 m/s et 5 m/s et plus grande différence entre une vitesse 5 m/s et 7.5 m/s. La conclusion est que les floccs sont brisés lorsque la vitesse excède 5 m/s.

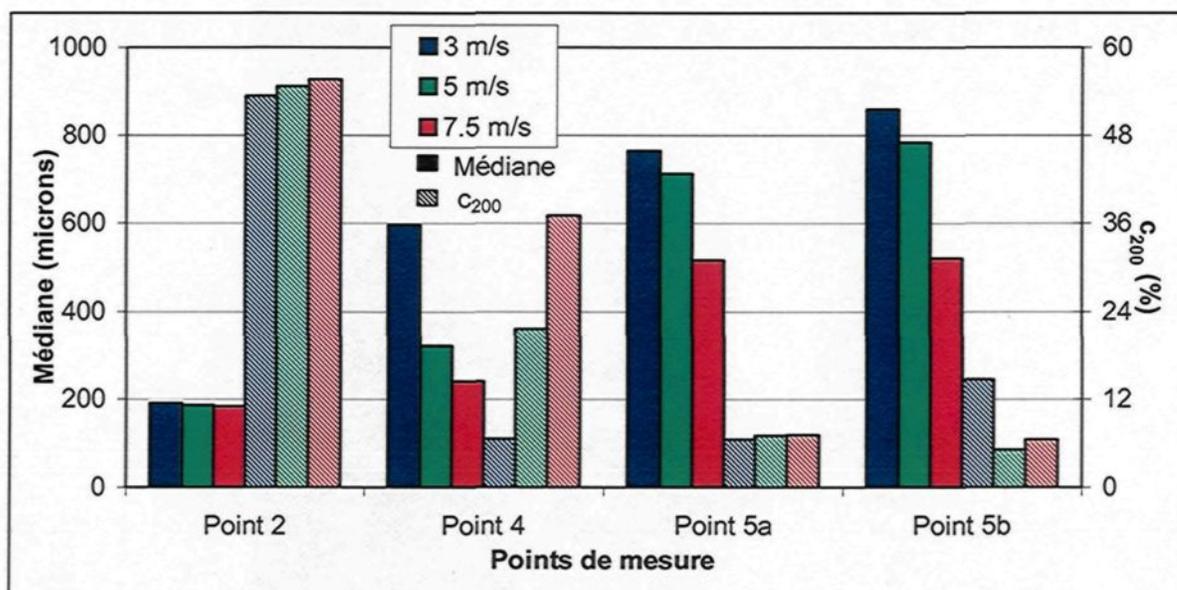


Figure 7.5 : Médiane et c_{200} en fonction de la vitesse de l'écoulement pour le deuxième prototype

Il y a cependant un résultat qui ne cadre pas dans cette analyse : le c_{200} au point 5b à une vitesse de 3 m/s. Cette valeur (14.7%) est anormalement élevée et représente un cas isolé.

7.3.5 Position de l'injection de floculant

L'impact de la position de l'injection de floculant est illustrée à la **Figure 7.6**. Contrairement aux tests réalisés sur le premier prototype, les pompes de floculant étaient en mesure d'injecter un dosage de 80 g/t d'un seul côté du profil. Cela a permis d'utiliser les tests de reproductibilité comme référence (illustrés par la série de données « deux côtés » sur la figure). Encore une fois, injecter le floculant d'un seul côté améliore légèrement les performances. Cette tendance est visible au point 5a et plus particulièrement au point 5b. La différence est relativement faible, mais elle est significative à un niveau de confiance supérieure à 95% pour les médianes au point 5b (dans la mesure où l'hypothèse testée est qu'un seul côté est mieux que deux). Les observations qualitatives corroborent aussi cette conclusion.

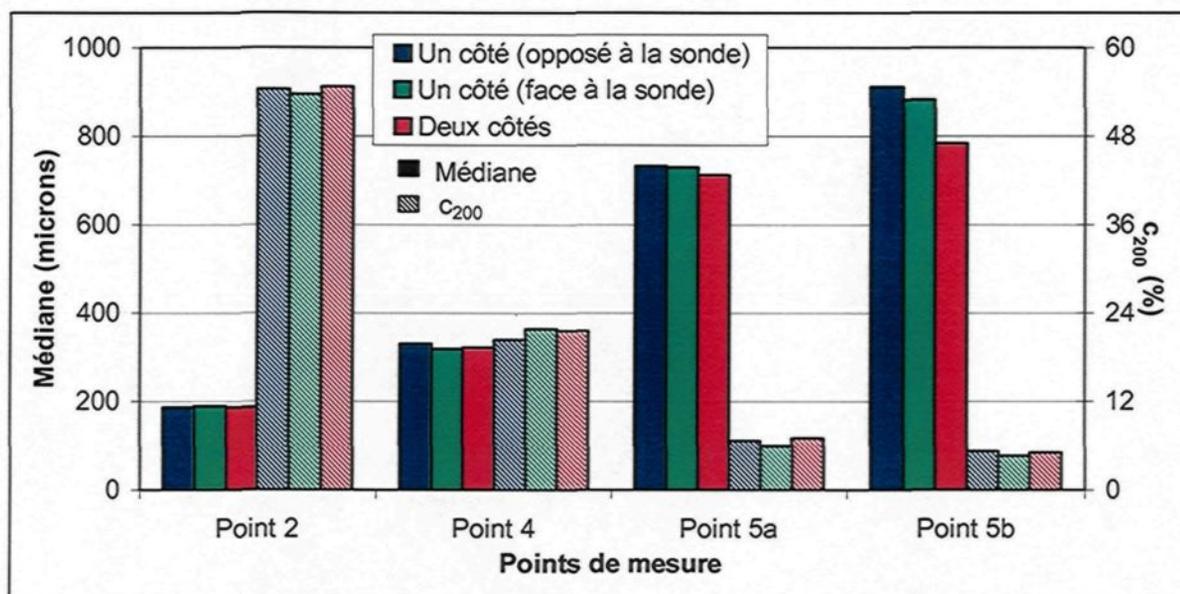


Figure 7.6 : Médiane et c_{200} en fonction de la position du point d'injection de floculant pour le deuxième prototype

L'explication pour ce résultat est la même qu'au **Chapitre 6** : le débit de floculant est moins saccadé lorsqu'il provient d'un seul côté du profil, ce qui améliore la floculation. Cet effet doit cependant être plus important que ce que les résultats montrent. En effet, les avantages d'avoir un débit régulier doivent contrebalancés les désavantages reliés à une injection d'un seul côté avant d'être visibles.

Un autre point crucial est que les résultats sont similaires à celui obtenus avec le premier prototype, mais qu'ici *le dosage est plus élevé*. Puisque la stabilité augmente lorsque le débit augmente, l'amélioration provenant d'une injection unilatérale doit, à l'inverse, diminuer et éventuellement disparaître lorsque le dosage augmente. Mais l'effet obtenu à 80 g/t avec le deuxième prototype est similaire à celui obtenu à 55 g/t avec le premier. Par conséquent, à dosage égal, le débit de floculant est plus saccadé dans le deuxième prototype. Cette conclusion semble indiquer qu'avoir seulement deux pompes de floculant rend le débit de floculant plus saccadé.

Finalement, les résultats confirment aussi une conclusion importante du **Chapitre 6** : le floculateur fonctionne bien avec une injection d'un seul côté, ce qui montre qu'il serait possible de doubler son épaisseur.

7.3.6 Dosage de floculant

Le dosage fut varié de 40 g/t à 120 g/t; les résultats sont montrés à la **Figure 7.7**. L'impact du dosage est très grand – beaucoup plus grand que pour le premier prototype. De plus, les valeurs des paramètres se situent à l'extérieur des intervalles de prévision à plusieurs endroits.

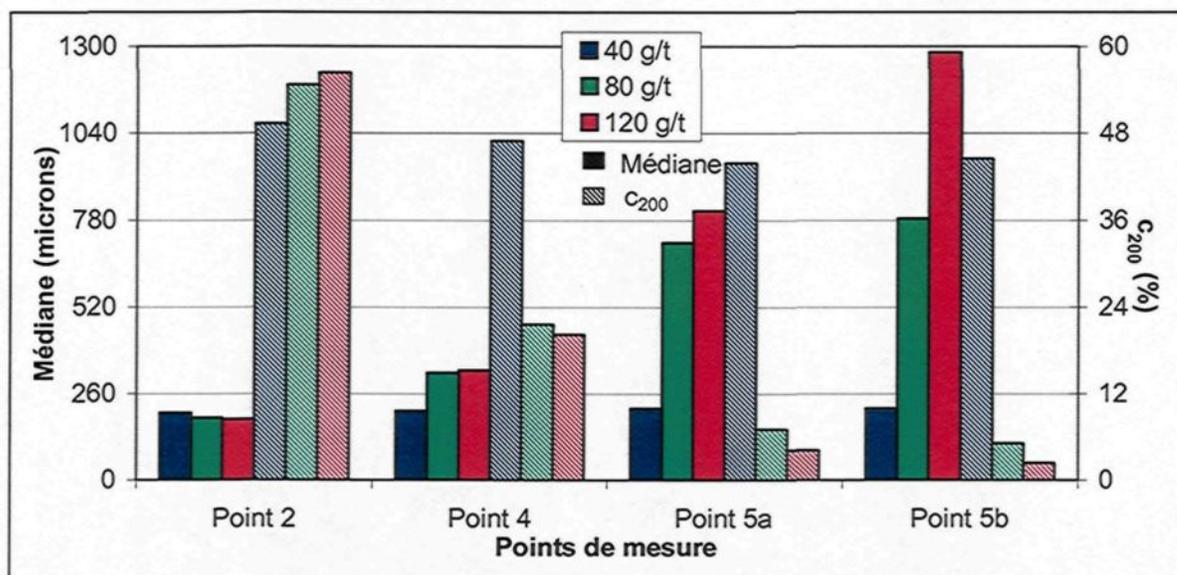


Figure 7.7 : Médiane et c_{200} en fonction du dosage de flocculant pour le deuxième prototype

Il y a deux facteurs à l'œuvre ici. Premièrement, la gamme de dosage utilisée est plus large que celle du premier prototype (40-120 g/t comparativement à 55-110 g/t). Deuxièmement, le débit de flocculant est probablement plus saccadé pour le deuxième prototype, tel qu'expliqué à la section précédente. Ensemble, ces deux facteurs expliquent pourquoi le dosage a un impact plus important pour le deuxième prototype.

7.3.7 Concentration de l'alimentation

La **Figure 7.8** présente les résultats obtenus en fonction de la concentration de l'alimentation. Six valeurs furent testées.

D'après la **Figure 3.12**, une concentration de 400 g/l (fraction massique de 31%) est suffisamment élevée pour entraîner une surestimation de la granulométrie mesurée par la sonde. Et effectivement, au point 2, la taille des floccs augmente avec la concentration.

Cette tendance est clairement due aux erreurs de lectures; elle est illogique et complètement en désaccord avec le reste des résultats. Mais les lectures ne semblent pas fausser aux autres points de mesure : de façon générale, la taille *diminue* avec la concentration, ce qui va à l'opposée des prédictions de la **Figure 3.12**. Il est probable que les effets de la concentration sur les mesures disparaissent lorsque la boue est floculée (du moins à ces concentrations). Une boue floculée contient beaucoup moins de particules, ce qui facilite probablement la tâche de la sonde. Nous allons donc considérer que les lectures des points 4 et 5 sont exactes.

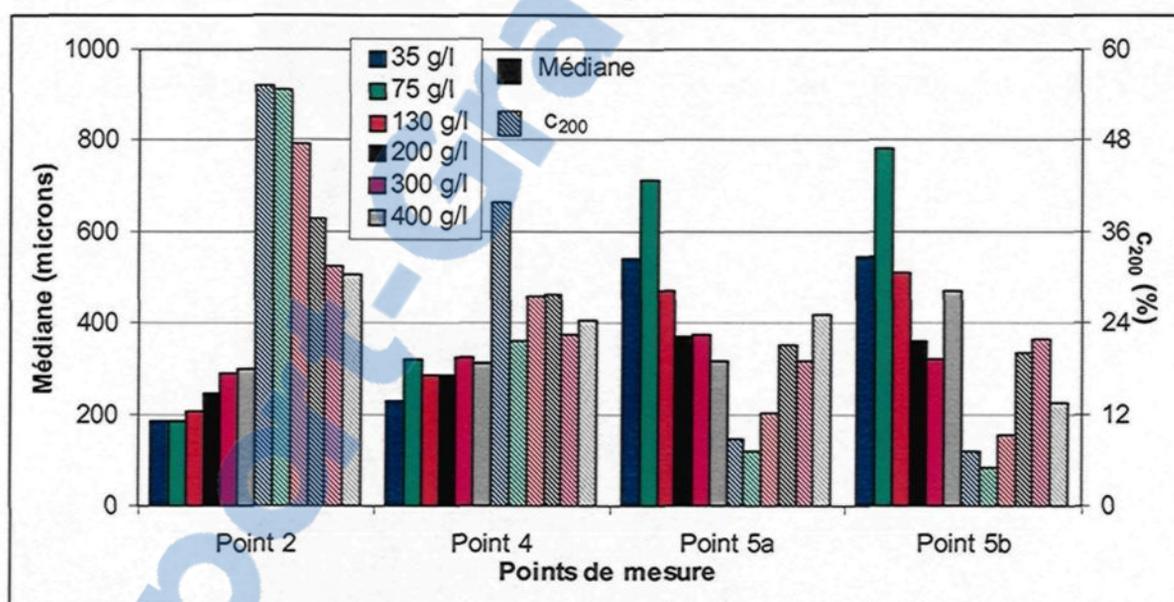


Figure 7.8 : Médiane et c_{200} en fonction de la concentration de l'alimentation pour le deuxième prototype

Les résultats montrent que le flocculateur atteint son efficacité optimale pour une concentration modérée, et qu'il fonctionne moins bien lorsque la concentration est trop faible ou trop élevée. À haute concentration, les résultats sont hors des intervalles de prévisions, et ils sont aussi assez cohérents les uns avec les autres. Normalement, c'est tout ce qu'il y aurait à dire.

Le problème est que, qualitativement, la floculation ne semblait pas moins belle à haute concentration. En fait, elle semblait *meilleure* : les floes avaient une belle grosseur et ils sédimentaient extrêmement rapidement. Cette contradiction justifie une étude plus poussée des données. La **Figure 7.9** montre les distributions moyennes non pondérées obtenus en fonction de la concentration, tandis que la **Figure 7.10** montre les mêmes distributions avec une pondération carrée.

Commençons par les distributions non pondérées. À 35 g/l, 75 g/l et même 130 g/l, la distribution possède deux crêtes. Lorsque la concentration augmente, les deux crêtes fusionnent pour n'en former qu'une seule située à mi-chemin entre les deux initiales. La distribution devient ainsi progressivement plus étroite. Elle devient aussi plus lisse, probablement parce que beaucoup plus de particules sont lues à haute concentration.

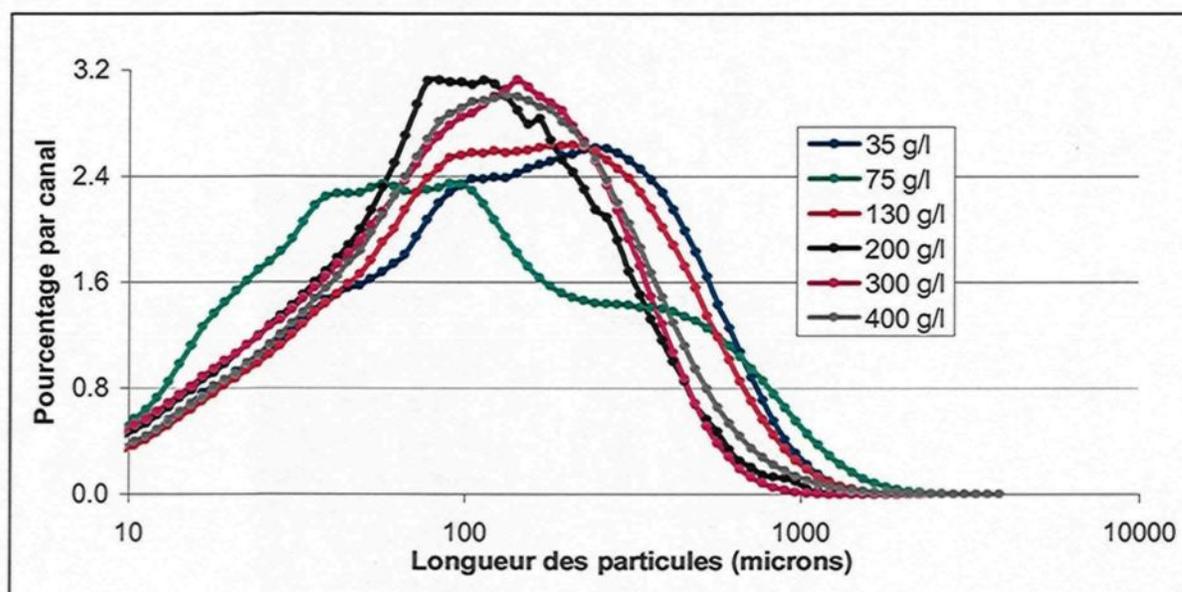


Figure 7.9 : Distribution granulométrique en fonction de la concentration au point 5b (sans pondération)

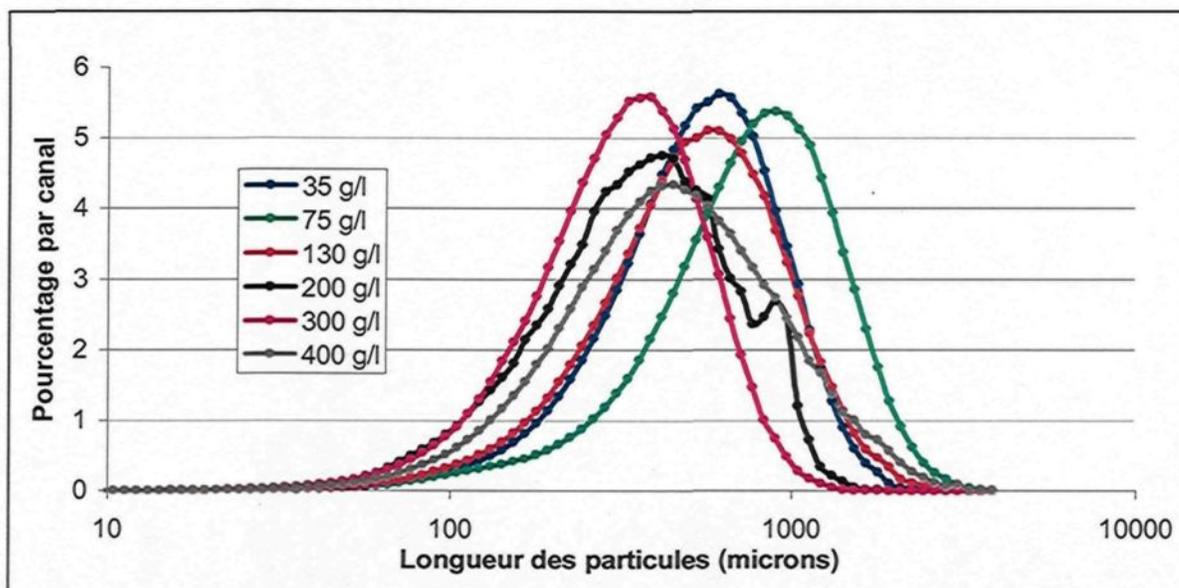


Figure 7.10 : Distribution granulométrique en fonction de la concentration au point 5b (pondération carrée)

Lorsqu'une pondération carrée est appliquée, les courbes sont décalées vers la droite. Dans les cas où il y a initialement deux crêtes, la première est éliminée par la pondération et seule la deuxième demeure. La distribution pondérée a ainsi une plus grande taille que la distribution initiale ne l'aurait laissée croire.

Ces résultats peuvent être interprétés de la façon suivante. Lorsque la concentration est faible, il existe une grande hétérogénéité dans la taille des particules : une partie flocule peu et une partie flocule beaucoup. Cependant, les résultats pondérés ne montrent que les grosses particules, et pour cette raison la médiane et le c_{200} indiquent une excellente floculation. À l'inverse, lorsque la concentration augmente, la taille devient plus homogène. Cela semble logique : lorsqu'il y a énormément de particules, il y a énormément de collision, et chaque floc tend vers le même équilibre. Cependant, le floc moyen obtenu de cette façon est plus petit que les gros floccs obtenus à plus basse concentration. Les paramètres indiquent donc que la floculation est moins efficace. Dans

un sens, c'est vrai : les floccs sont plus petits. Mais dans un autre, c'est plus flou : en réalité, le nombre réel de petits floccs (c'est-à-dire le nombre non pondéré) diminue lorsque la concentration est plus haute. Il faut donc chercher à déterminer si le flocc moyen produit avec une haute concentration est suffisamment gros pour sédimenter. Les observations qualitatives semblent indiquer que oui, mais des tests dans un vrai décanteur sont nécessaires pour obtenir une réponse définitive (voir **Chapitre 8**).

7.3.8 Synthèse

Une des principales conclusions des tests est que le nouveau système d'injection de flocculant est susceptible d'entraîner des fluctuations dans le débit. La meilleure solution consiste à accorder une grande importance aux choix des pompes de flocculant : elles doivent absolument être en mesure de fournir un débit stable. Une autre solution est de créer un réservoir tampon dans les injecteurs pour stabiliser l'écoulement.

Le reste des résultats est synthétisé au **Tableau 7.6**. De façon générale, ils sont assez similaires à ceux obtenus avec le premier prototype. La principale différence est une plus petite robustesse. Le dosage de flocculant et la concentration de l'alimentation ont tous les deux eu beaucoup plus d'impact sur les performances de ce prototype que sur celles du premier. Les injecteurs ont certainement joué un rôle, et la plus grande gamme de valeurs testées aussi, mais il est possible que la réduction de la longueur du profil ait eu un effet négatif.

Tableau 7.6 : Synthèse des résultats obtenus avec le deuxième prototype

Paramètre	Résultats
Vitesse de l'écoulement	Bonne floculation jusqu'à 5 m/s. La qualité diminue pour des vitesses plus élevées.
Position de l'injection de floculant	Un seul côté fonctionne mieux que deux. Possibilité de doubler l'épaisseur (et donc le débit) du flocculateur.
Dosage de floculant	Énorme impact. Presque aucune floculation à 40 g/t.
Concentration de l'alimentation	Résultats non concluants. Il est possible que le flocculateur fonctionne jusqu'à 400 g/l, mais cela reste à être démontré.

CHAPITRE 8

TESTS DE VALIDATION EN USINE

Les tests réalisés sur les deux premiers prototypes sont très prometteurs, mais ils ne permettent pas de prédire la qualité de la surverse et de la sousverse. De plus, ils ne répondent pas à la question la plus importante : en usine, le nouveau flocculateur fonctionne-t-il mieux que le puits d'alimentation conventionnel?

La seule façon de déterminer l'efficacité réelle du nouveau flocculateur consiste à le tester dans un décanteur opérationnel. Pour ce faire, un troisième prototype fut construit. Il a été conçu pour le décanteur pilote du CRDA. Ce décanteur semi industriel permet donc de tester le flocculateur dans un environnement similaire à celui rencontré en usine.

Ce chapitre présente le développement du troisième prototype. Les résultats ne sont pas encore disponibles au moment de la rédaction de ce mémoire.

8.1 DÉVELOPPEMENT DU TROISIÈME PROTOTYPE

Le décanteur a une hauteur de cinq mètres et un diamètre de trois mètres. Son débit volumique d'opération normal est de $50 \text{ m}^3/\text{h}$. À titre de comparaison, le débit volumique traité avec les deux premiers prototypes étaient de $4 \text{ m}^3/\text{h}$. Il faut donc adapter la géométrie pour traiter un débit environ dix fois plus élevé. L'autre différence majeure est que la concentration du flocculant est 0.24%, comparativement à 0.05% pour les anciens

tests. Ainsi, à dosage égal, le débit de floculant injecté sera cinq fois plus petit. Une autre conséquence est que le floculant sera considérablement plus visqueux.

8.1.1 Zone d'injection

Les résultats obtenus au **Chapitre 6** et au **Chapitre 7** ont montrés qu'il est possible de doubler l'épaisseur du profil tout en gardant de bonnes performances. Cela nous permet de fixer une épaisseur d'au moins 1 cm. Il est cependant judicieux d'utiliser une valeur un peu plus élevée. En effet, pour traiter les débits rencontrés dans certaines usines, il sera avantageux de pouvoir augmenter encore plus l'épaisseur du profil. Pour cette raison, une épaisseur de 1.5 cm fut choisie.

Pour traiter un débit volumique de $50 \text{ m}^3/\text{h}$ à 5 m/s , le profil doit avoir une largeur de 18.5 cm. Cette valeur fut arrondie à 20 cm. Avec cette géométrie (1.5 cm par 20 cm), le débit volumique traité à 5 m/s est de $54 \text{ m}^3/\text{h}$. La hauteur fut fixée à 10 cm avec l'injection de floculant à 5 cm comme pour les deux autres prototypes.

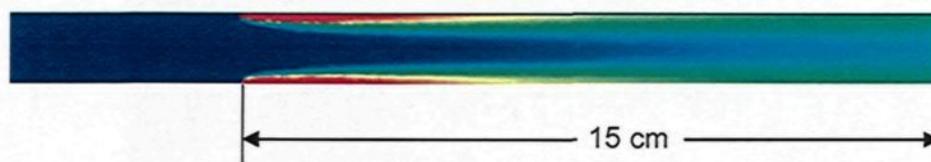


Figure 8.1 : Profil de concentration du floculant entre deux plaques séparées par 1.5 cm

Une simulation CFD de la zone d'injection fut réalisée pour vérifier que la dispersion du floculant s'effectue correctement. Dans cette simulation, le débit de floculant a été fixé de façon à correspondre à un dosage de 80 g/t pour un système où la vitesse est 5 m/s , la concentration de l'alimentation est 80 g/l et la concentration du floculant est 0.24% . Le

profil de concentration du floculant est montré à la **Figure 8.1**. Sur cette figure, la hauteur après l'injection est de 15 cm, ce qui correspond à 0.03 s. Il est possible de voir que le floculant est disperser de façon homogène après cette distance. La dispersion est donc légèrement plus lente que pour les deux premiers prototypes (voir **Figure 5.9**), mais elle est tout de même très rapide.

Du point de vue de la conception, le plus grand défi de la zone d'injection est le système d'injection de floculant. Ce dernier doit répartir le floculant de façon uniforme sur une largeur de 20 cm tout en produisant un débit aussi régulier que possible. Le nouvel injecteur est illustré à la gauche de la **Figure 8.2**. Il possède deux particularités. Premièrement, un grand réservoir est situé avant la fente. Ce réservoir devrait agir comme tampon et régulariser le débit de floculant. Il devrait également servir à mieux répartir le floculant sur toute la largeur de la fente. Deuxièmement, la hauteur de la fente fut diminuée afin d'améliorer encore la répartition du floculant. Elle mesure désormais 1.6 mm, comparativement à 2 mm pour l'ancien injecteur.



Figure 8.2 : Injecteur de floculant pour le troisième prototype (injecteur à gauche et écoulement du floculant à droite)

Le nouvel injecteur a été testé sous ses conditions d'opérations normales : débit correspondant à un dosage de 80 g/t et concentration du floculant de 0.24%. Le résultat

est illustré à la droite de la **Figure 8.2**. Il est possible d'y voir que le débit est remarquablement stable et uniforme sous ces conditions.

Une dernière inquiétude fut soulevée concernant le nouvel injecteur. En industrie, le floculant est souvent mal mélangé, ce qui donne naissance à des « yeux de poisson » – une sorte d'amas gélatineux provenant de floculant non dissous. Un œil de poisson peut avoir un diamètre de quelques millimètres, voire d'un centimètre. Ils pourraient donc bloquer la fente.

Pour vérifier si tel est le cas, un floculant remplis de yeux de poisson fut préparé et alimenté à travers le nouvel injecteur. Aucune obstruction de la fente n'a été observée, malgré la présence de yeux de poissons qui mesuraient près de deux centimètres (voir **Figure 8.3**).



Figure 8.3 : Yeux de poisson

8.1.2 Zones de détente et de fontaine

Le profil a été développé d'une façon analogue à celle décrite à la **Section 5.3.2** : le programme créé dans le logiciel Matlab et les simulations CFD ont été utilisés pour tester plusieurs variations du profil, jusqu'à ce qu'un design satisfaisant soit atteint. Les quatre principaux profils considérés sont illustrés à la **Figure 8.4**, mais seul celui choisi sera décrit en détails.

Afin de rendre la fabrication plus facile, il fut décidé de simplifier la géométrie autant que possible. Par conséquent, le profil est complètement rectangulaire. Il est présenté à l'extrême droite de la **Figure 8.4** et ses dimensions sont tracées à la **Figure 8.5**. Il

possède une hauteur de 65 cm. Sa sortie a une largeur de 40 cm et une épaisseur de 30 cm, ce qui donne une vitesse moyenne à la sortie de 12.5 cm/s.

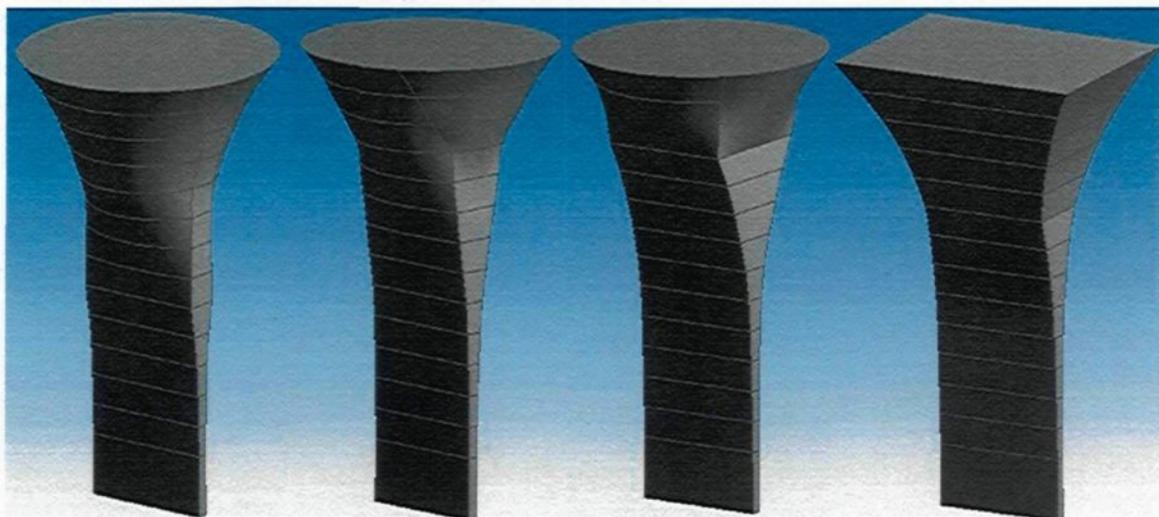


Figure 8.4 : Principaux profils considérés pour la détente et la fontaine du troisième prototype

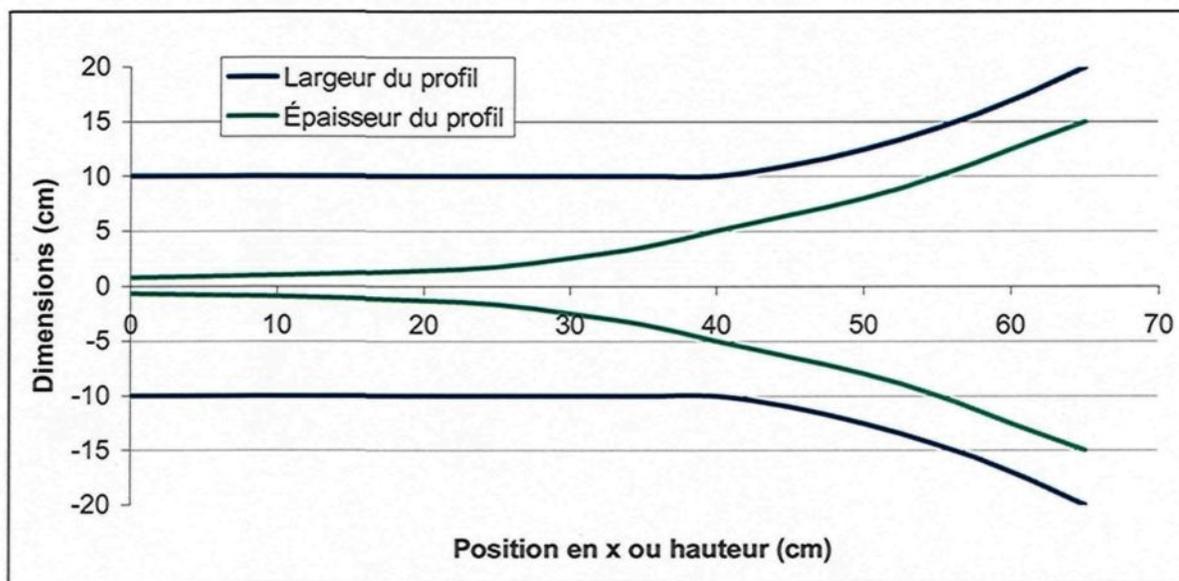


Figure 8.5 : Forme du profil du troisième prototype ($y=0$ correspond au centre)

Du point de vue mathématique, une approche similaire à celle présentée au **Tableau 5.5** fut utilisée : le profil fut divisé en plusieurs sections, et l'aire de chaque section fut décrite par une fonction. Une amélioration a cependant été introduite : l'accélération n'est plus une constante pour chaque section, mais plutôt une fonction qui varie en fonction de x . Deux sections ont été utilisées : une de 0 à 30 cm et l'autre de 30 à 65 cm. Pour la première, l'accélération initiale a été fixée à -50 m/s^2 et la vitesse finale à 1.5 m/s . Pour atteindre ces contraintes, l'accélération doit varier linéairement de -50 m/s^2 à -25.8 m/s^2 . Pour la deuxième section, une accélération exponentielle est utilisée. La vitesse finale doit être de 12.5 cm/s . Lorsque l'accélération est une fonction exponentielle, alors la vitesse l'est aussi (puisque'elle est l'intégrale de l'accélération), et par conséquent l'aire l'est aussi (puisque'elle est inversement proportionnelle à la vitesse). Il suffit donc de décrire l'aire par une fonction exponentielle qui vaut 100 cm^2 à 30 cm et 1200 cm^2 à 65 cm. L'**Équation 8.1** exprime l'aire en cm^2 en fonction de x pour le profil choisi.

$$A = H(30 - x) \frac{20 * 1.5 * 500}{\sqrt{500^2 + 2 * (40.278 - 5000)x}} + H(x - 30) 100 e^{\frac{\ln 12}{35}(x-30)} \quad (8.1)$$

L'augmentation de l'aire est attribuée uniquement à l'épaisseur pour les 40 premiers centimètres; elle est ensuite distribuée de façon approximativement égale entre l'épaisseur et la largeur pour le reste de la hauteur.

La **Figure 8.6** montre les résultats de la simulation CFD effectuée à partir du profil choisi. Une partie de la détente est incluse dans la simulation. L'image de gauche montre les lignes de courant, celle du milieu montre un plan du champ de vitesse, et celle de droite montre un plan de la contrainte de cisaillement.

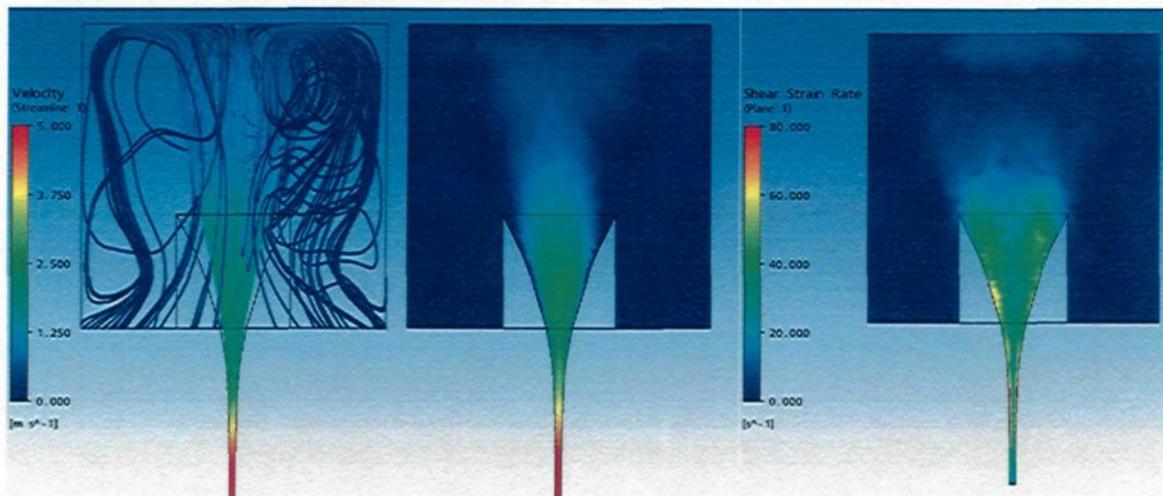


Figure 8.6 : De gauche à droite : lignes de courant; plan de la vitesse; plan du taux de cisaillement

Les résultats sont excellents. L'écoulement se distribue bien et est assez uniforme. Le cisaillement est aussi très bas : il demeure inférieur à 100 s^{-1} pour la presque totalité du volume. Sa valeur maximale est de 324 s^{-1} , mais elle n'est atteinte que pour une toute petite zone sur la paroi. Pour voir la différence avec l'ancien profil, il suffit de comparer la quatrième image de la **Figure 5.20** avec la troisième de la **Figure 8.6**. D'autre part, la vitesse à la sortie pondérée par rapport au débit massique est un peu élevée (72 cm/s), mais elle demeure/ comparable à tout ce qui a été obtenu pour le premier profil en l'absence de buse.

La **Figure 8.7** présente le flocculateur dans son entier, à l'exception de la zone de descente. Un convergent a été



Figure 8.7 : Injection, détente et fontaine du troisième prototype

installé avant la zone d'injection. Il est conçu pour pouvoir se connecter à un tuyau d'alimentation de six pouces.

8.1.3 Zone de descente

Pour la descente, le profil est placé dans un cylindre ayant un diamètre de 90 cm. La vitesse moyenne de l'écoulement dans cette section est de 2.4 cm/s. Le cylindre a une hauteur de 1.05 m. Il est positionné de façon à dépasser la sortie de la fontaine par 60 cm.

8.2 MÉTHODOLOGIE ET RÉSULTATS

Au moment de la rédaction de ce mémoire, les seuls résultats disponibles sont qualitatifs. Ils sont excellents; à l'œil nu, la surverse est claire, et la floculation semble être de très bonne qualité. Malheureusement, des particules solides ayant un diamètre égal ou supérieur à 1.5 cm sont présentes dans l'alimentation, ce qui entraîne l'obstruction du flocculateur. Les deux solutions possibles sont l'augmentation de l'épaisseur de la zone d'injection ou l'installation d'un filtre en amont. Ces deux solutions sont présentement considérées.

CHAPITRE 9

POSSIBILITÉS EN INDUSTRIE

Ce chapitre contient deux sections. La première étudie l'application du flocculateur à l'échelle industrielle, tandis que la deuxième présente quelques configurations alternatives qui pourraient être utilisées pour améliorer la floculation en industrie. Ensemble, ces deux sections devraient donner une certaine perspective au projet. Elles permettent de voir le potentiel du flocculateur en usine, de le contraster par rapport aux autres possibilités, et de constater les bénéfices qu'il peut apporter.

9.1 TRANSITION À L'ÉCHELLE INDUSTRIELLE

L'utilisation du flocculateur à une échelle semi industrielle a été présentée au **Chapitre 8**, où un prototype pouvant traiter un débit volumique de $54 \text{ m}^3/\text{h}$ a été développé. Mais ce débit demeure grandement inférieur à celui retrouvé dans certaines usines ; par exemple, le puits de Gove qui fut étudié au **Chapitre 4** traite un débit volumique de $1800 \text{ m}^3/\text{h}$. Cette section tente une analyse préliminaire de la transition à grande échelle du flocculateur. Le débit de Gove sera utilisé comme cible.

Pour traiter $1800 \text{ m}^3/\text{h}$, l'épaisseur de la zone d'injection doit tout d'abord être augmentée. En effet, avec une épaisseur de 1.5 cm, une largeur de près de sept mètres est requise, ce qui est inacceptable. Deux simulations par CFD furent réalisées : une pour

deux plaques séparées par 5 cm et une autre pour deux plaques séparées par 10 cm, ce qui correspond à une largeur de deux mètres et un mètre, respectivement. Les paramètres des simulations (dosage, concentration de floculant, concentration de l'alimentation, etc.) sont les mêmes que ceux utilisées pour la simulation du puits d'alimentation de Gove (voir **Tableau 4.2**). Les profils de concentration du floculant sont illustrée à la **Figure 9.1**.

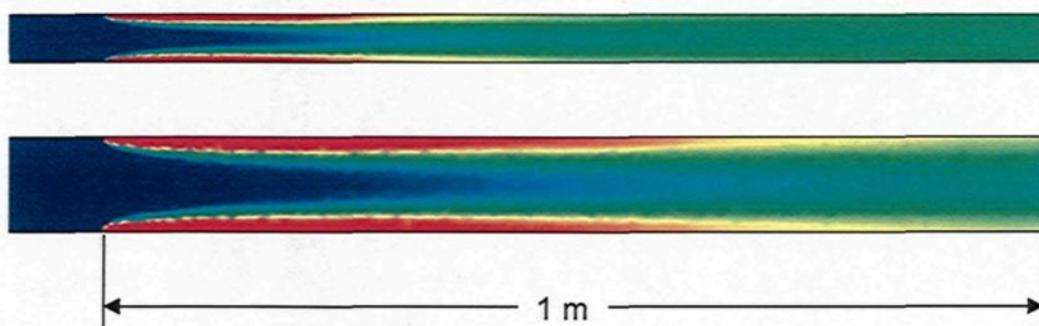


Figure 9.1 : Profils de concentration du floculant entre deux plaques (5 cm en haut et 10 cm en bas)

Pour une épaisseur de 5 cm, il faut environ 50 cm (0.1 s) pour que le floculant soit mélangé de façon uniforme ; pour 10 cm, il faut plutôt un mètre, et le mélange n'est pas encore parfait. L'épaisseur limite semble donc se situer quelque part entre ces deux valeurs. Ainsi, un exemple de choix raisonnable pour les dimensions de la zone d'injection serait 7.5 cm par 1.33 m.

Pour ce qui est des injecteurs, le design développé au **Chapitre 8** devrait être adéquat. En créant un grand réservoir tampon et en augmentant la profondeur de la fente (la dimension correspondant à l'épaisseur du profil), il devrait être possible d'obtenir un écoulement uniforme sur toute la largeur de l'injecteur. Si cela ne suffit pas, il suffit de placer deux injecteurs côte à côte.

Les zones de détente et de fontaine sont, comme toujours, les plus complexes à concevoir. Puisque ceci n'est qu'une ébauche, nous allons seulement suggérer quelques lignes directrices. Pour commencer, un profil rectangulaire devrait être utilisé afin d'avoir une géométrie aussi simple que possible. Ensuite, il est évident que pour un grand débit le profil doit s'agrandir majoritairement dans une dimension : il doit s'épaissir. Si les dimensions de la zone d'injection sont de 7.5 cm par 1.33 m, alors les dimensions de la sortie pourraient être de l'ordre de un mètre par deux mètres. Dans ce cas, la vitesse moyenne à la sortie serait de 25 cm/s. Cette valeur est raisonnable, même si elle plus élevée que ce qui a été utilisé jusqu'à maintenant. La hauteur doit aussi être augmentée – par exemple, un mètre au lieu de 65 cm – afin de compenser pour la plus grande distance horizontale traversée par l'écoulement lors de sa décélération. Enfin, une grande hauteur de liquide devrait être présente au-dessus du profil, puisque les résultats du deuxième prototype ont montrés que c'est la principale zone de floculation. Un mètre devrait suffire.

Pour la descente, le flocculateur pourrait être placé dans un parallélépipède carré de trois mètres par trois mètres. La vitesse de descente moyenne serait de 5.6 cm/s, ce qui est trois fois inférieur à ce que l'on retrouve dans le puits actuel (voir **Tableau 5.3**).

Un tel flocculateur aurait une hauteur inférieure à 1.5 m, serait placé dans un cylindre de trois mètres par trois mètres, et aurait un mètre de liquide au dessus de la sortie. Il aurait donc une taille finale de 2.5 m par 3 m par 3 m. Son volume serait moins de la moitié de celui du puits d'alimentation actuel.

En somme, il semble assez facile d'adapter le flocculateur à l'échelle industrielle. Évidemment, comme dans toute tentative d'augmentation d'échelle, certains problèmes surviendront probablement. De plus, la plupart des équipements (le puits d'alimentation inclus) ont souvent de meilleures performances à petite échelle, et il est possible qu'il en

soit de même pour le flocculateur. Mais le point important est que, à première vue, il n'existe pas de barrière fondamentale à la transition : les avantages du flocculateur *pourraient* être appliqués à un milieu industriel. Puisque la dispersion du flocculant s'y effectue inévitablement mieux que dans un puits d'alimentation, et puisqu'il n'y a aucune raison de penser que la zone de floculation présente dans le puits est particulièrement bien adapté à son rôle (il n'y a pratiquement aucune force centrifuge, le temps de résidence de l'alimentation est très court, etc.), il y a fort à parier que le nouveau flocculateur serait plus efficace que le système actuel.

9.2 ALTERNATIVES

Ce qui a été présenté jusqu'à maintenant est *un* concept (alimenter le flocculant dans un écoulement à haute vitesse) qui a été développé d'*une* certaine façon (une zone d'injection suivit d'une détente, d'une fontaine et d'une descente). En d'autres mots, ce qui a été présenté est *une* possibilité pour un nouveau flocculateur. Ce n'est cependant pas la seule possibilité, ou même nécessairement la meilleure.

Cela étant dit, présenter de tous nouveaux concepts n'est pas vraiment utile. En effet, le principal problème du flocculateur est son aspect radical ; il nécessite un changement de géométrie complet et des investissements considérables, et il entraîne les risques qui sont toujours associés à une nouvelle technologie.

Dans cette optique, quelques alternatives simples sont présentées. Elles visent ceux qui sont intéressés à améliorer les performances de leur puits d'alimentation mais qui sont réticents à changer complètement leur système. L'efficacité des alternatives est

évaluée et comparée à celle du puits d'alimentation conventionnel et du nouveau flocculateur.

L'analyse du puits d'alimentation présentée au **Chapitre 4** a montré que la dispersion du flocculant ne s'y effectue pas de façon adéquate. Puisque nous nous limitons à des modifications sur le puits d'alimentation, il n'y a que deux possibilités pour régler ce problème : améliorer la dispersion dans le puits ou améliorer la dispersion dans la conduite avant le puits. Il semble évident que la conduite est la meilleure option ; plus l'écoulement est concentrée en un petit espace et plus il est facile d'y disperser du flocculant.

La principale qualité d'une bonne injection dans la conduite est la rapidité de la dispersion. En effet, si la conduite est assez longue, le flocculant s'y dispersera éventuellement de façon homogène peu importe la méthode d'injection, mais cela ne suffit pas. D'une part, le flocculant s'adsorbe immédiatement sur la première particule qu'il rencontre même s'il n'est pas encore répandu de façon homogène. D'autre part, une fois adsorbé, la floculation se produit, mais les floccs ne résisteront pas à la turbulence présente dans la conduite. Le flocculant ne doit donc être injecté ni trop tôt (les floccs seront brisés et ils ne re-floculeront pas) ni trop tard (la dispersion ne sera pas complète), et dans les deux cas il doit se disperser rapidement afin de s'adsorber sur toutes les particules.

Dans les simulations qui suivent, le flocculant est injecté un mètre avant le puits d'alimentation. Cette distance correspond à un court temps de résidence (environ une seconde), ce qui permet d'éviter la rupture des floccs dans la conduite. De plus, un système d'injection produisant une bonne dispersion sur une si petite distance améliorera probablement les performances du puits.

Nous allons considérer cinq alternatives. Chaque alternative sera appliquée à la conduite du puits de Gove (diamètre de 75 cm) à l'aide de simulations par CFD. Les paramètres des simulations sont exactement les mêmes que ceux utilisés pour simuler le puits au **Chapitre 4**. De plus, le modèle de floculation est utilisé afin de quantifier la qualité de la dispersion. Dans toutes les simulations, le floculant est injecté à la même vitesse que lorsqu'il est injecté par le pointeau (1.05 m/s).

La première alternative est simplement une injection en plein centre de la conduite. La deuxième est une série de cinq injections répartie uniformément sur le diamètre. Ce système pourrait provenir d'un tuyau troué traversant la conduite. La troisième est deux séries de cinq injections perpendiculaires l'une par rapport à l'autre (il y a donc neuf injections, puisque celle du centre se répète). La quatrième est une fente traversant complètement la conduite, ce qui pourrait être accompli en utilisant l'injecteur développé dans ce projet. La dernière est deux fentes perpendiculaires.

Les résultats sont présentés au **Tableau 9.1**. Pour chaque possibilité, deux simulations furent effectuées : une où le floculant est injecté face à l'écoulement et l'autre où il est injecté dans le sens de l'écoulement. La **Figure 9.2**, quant à elle, montre le profil de concentration de solide floculé obtenu après 25 cm. L'échelle de couleur est la même pour chaque image.

Le tableau présente le pourcentage de solide et de floculant qui ont réagi un mètre après l'injection (théoriquement le même chiffre). À titre de comparaison, il contient également les résultats obtenus pour le puits de Gove au **Chapitre 4** ainsi que ceux provenant des écoulements entre deux plaques étudiés à la section précédente.

Tableau 9.1 : Flocculation dans différents systèmes

Géométrie		Solide non floclée		Floclant	
		Débit massique à la sortie (kg/s)	Pourcentage qui a réagit (%)	Débit massique à la sortie (kg/s)	Pourcentage qui a réagit (%)
Sans flocculation		37.5	0	2.57	0
Puits de Gove		12.6	66.4	0.914	64.5
Dans le sens de l'écoulement	Une injection	21.9	41.7	1.50	41.6
	Cinq injections	15.2	59.4	1.04	59.6
	Neuf injections	9.75	74.0	0.661	74.3
	Une fente	14.5	61.4	0.992	61.4
	Deux fentes	7.60	79.7	0.523	79.7
À contre-courant	Une injection	20.6	45.2	1.42	45.0
	Cinq injections	15.0	60.1	1.02	60.2
	Neuf injections	9.63	74.3	0.653	74.6
	Une fente	14.4	61.7	0.987	61.6
	Deux fentes	7.52	79.9	0.517	79.9
Deux plaques (5 cm)		0.0622	99.8	0.00961	99.6
Deux plaques (10 cm)		0.752	98.0	0.0583	97.7

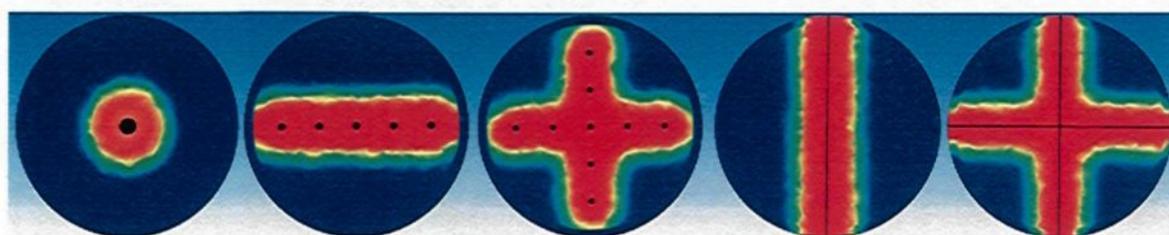


Figure 9.2 : Profils de concentration de solide floclé dans la conduite 25 cm après l'injection pour cinq systèmes différents

Nous pouvons constater plusieurs choses. Premièrement, seul une injection par neuf points ou par deux fentes permet d'obtenir une meilleure dispersion que celle présente dans le puits. Il faut cependant mettre ces résultats en perspective : le temps de résidence moyen dans le puits est de l'ordre de 50 secondes, tandis que celui dans les conduites est d'environ une seconde. Ensuite, il y a peu d'écart entre les résultats obtenus pour les deux orientations de l'injection. Il est donc suggéré d'alimenter dans le sens de l'écoulement puisque cela aide à éviter les problèmes reliés à l'obstruction des tuyaux ou des fentes. Un autre résultat important est qu'il y a peu de différence entre une série d'injections ou une fente. Puisqu'une fente est en quelque sorte un très grand nombre de points, cela signifie qu'il n'y a pas d'avantage à rajouter des points d'injections sur une même ligne – cinq est suffisant. Malgré cela, l'injecteur développé dans ce projet peut quand même être intéressant dans la mesure où il permet de répartir uniformément le floculant avec une seule pompe.

La conclusion de cette analyse est que l'utilisation d'un des systèmes décrits ci-dessus serait souhaitable. Le floculant devrait être injecté uniquement dans la conduite, dans le sens de l'écoulement, à un ou deux mètres avant l'entrée du puits, et avec deux séries d'injections ou deux fentes si possible. Ces modifications sont simples et peu dispendieuses, mais elles permettraient sans doute d'améliorer considérablement la qualité de la floculation.

Il faut cependant souligner qu'une injection entre deux plaques demeure la meilleure solution. Même pour une épaisseur de 10 cm, le **Tableau 9.1** montre que 98% du matériel a réagit après 0.2 s. Par conséquent, une dernière option pourrait être de combiner l'injection entre deux plaques avec le puits d'alimentation. Cette idée est illustrée à la **Figure 9.3**. Elle consiste simplement à connecter la zone d'injection du flocculateur avec le

puits. Optionnellement, une petite partie de la zone de détente pourrait être incluse afin de ralentir quelque peu l'écoulement avant son entrée.

Une telle configuration permettrait aux industries d'obtenir les bénéfices du flocculateur tout en conservant leur système actuel et en évitant la construction des zones de détente et de fontaine. Il est même possible que cette géométrie combine le meilleur des deux systèmes – la dispersion du flocculateur et la dilution du puits – et produise ainsi une floculation qui leur est supérieure à tous les deux.

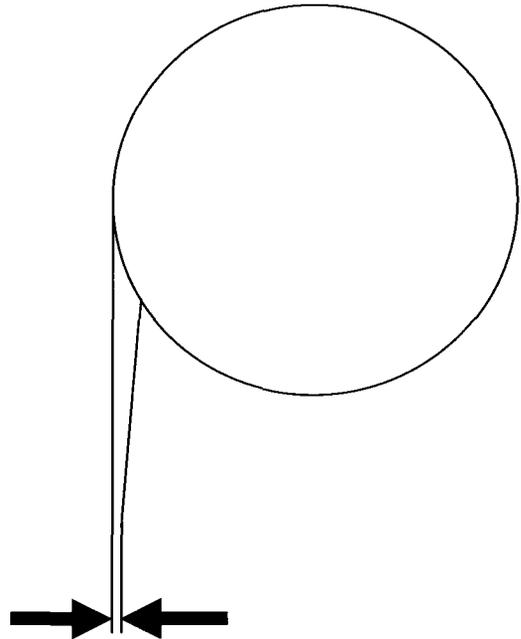


Figure 9.3 : Zone d'injection du flocculateur suivi du puits d'alimentation

CHAPITRE 10

CONCLUSION

Le but de ce projet était de concevoir un nouvel équipement qui permettrait de flocculer une suspension de boues rouges plus efficacement que le puits d'alimentation qui est actuellement utilisée. Pour ce faire, une simulation mathématique du puits d'alimentation a tout d'abord été réalisée. Un modèle de floculation a également été développé et inclus dans les simulations. Les résultats ont clairement montré que la dispersion du flocculant s'effectue extrêmement mal dans un puits industriel.

Cette mauvaise dispersion est la source des limitations actuelles du puits d'alimentation. Quelques solutions simples ont été explorées, et elles possèdent une certaine efficacité. Comme première intervention, il est suggéré aux industries d'injecter la totalité du flocculant dans la conduite un ou deux mètres avant l'entrée du puits. L'injection devrait être effectuée dans le sens de l'écoulement par une série de points ou, si possible, par deux séries perpendiculaires. Le système d'injection développé pour le nouveau flocculateur pourrait aussi être utilisé. Ces mesures simples et peu dispendieuses permettraient probablement d'améliorer considérablement l'efficacité du puits d'alimentation.

Les simulations ont cependant montré que de telles mesures demeurent inadéquates pour régler complètement le problème. Dans toutes les méthodes testées, une seule permet d'effectuer une dispersion réellement efficace : restreindre l'écoulement

entre deux plaques et injecter le flocculant sur toute la largeur des deux cotés de l'écoulement. La vitesse de l'écoulement doit être augmentée pour garder la taille du système à un niveau raisonnable, mais en échange la qualité de la dispersion est spectaculaire. À une vitesse de 5 m/s, un mélange parfait est atteint en 0.01 s pour deux plaques séparées par 5 mm. Pour deux plaques séparées par 10 cm, il faut plutôt 0.2 s.

L'injection dans un écoulement plat à haute vitesse est donc l'idée centrale du flocculateur. Sa géométrie a été développée autour de ce concept. Elle est constituée de quatre zones : une zone d'injection (injection du flocculant), une zone de détente (ralentissement de l'écoulement), une zone de fontaine (l'écoulement jaillit hors du profil tel une fontaine) et une zone de descente (les floccs descendent doucement dans le décanteur).

Trois prototypes ont été développés. Les deux premiers sont assez similaires et permettent de traiter un débit volumique de 4 m³/h. Le troisième possède une géométrie considérablement plus simple et permet de traiter un débit volumique de 54 m³/h. De plus, un système d'injection permettant de disperser efficacement le flocculant avec une seule pompe a été construit. Ce système fonctionne extrêmement bien pour une largeur de 20 cm, et il pourrait probablement être adapté pour de plus grandes dimensions.

Les deux premiers prototypes ont été testés sous différentes conditions d'opérations. Une sonde Lasentec FBRM a été utilisée pour mesurer la distribution granulométrique en temps réel. Les résultats montrent que, de façon générale, le nouveau flocculateur fonctionne très bien. Pour la plupart des configurations, les résultats de la sonde sont excellents et une observation visuelle montre que les floccs sont gros et sédimentent rapidement. La flocculation demeure excellente jusqu'à une vitesse de 5 m/s mais la qualité diminue pour une vitesse plus élevée. D'autre part, le dosage doit respecter

une valeur minimale située quelque part entre 40 et 80 g/t. En dessous de cette limite, la floculation est médiocre ; au dessus, elle est excellente.

La concentration de l'alimentation a été testé jusqu'à 400 g/l, mais les résultats ne permettent pas d'établir de conclusions sûres. Visuellement, les floccs étaient gros et semblaient sédimenter rapidement – quantitativement, les mesures de la sonde indiquaient plutôt qu'ils étaient petits. Une analyse plus poussée a montré que les distributions granulométriques ont tendance à se concentrer lorsque l'alimentation contient beaucoup de solide ; il y a moins de petites particules, mais aussi moins de grosses. Il est difficile de prédire l'effet de ce phénomène sur la clarté ou sur la concentration de la sousverse. Il est cependant important de mettre ces résultats en perspective. À ce jour, aucun système n'a réussi à flocculer une suspension de 400 g/l – en fait, aucun ne s'en approche. Des résultats ambigus de la part du flocculateur peuvent donc être considérées comme un signe encourageant.

Le principal problème relié aux deux premiers prototypes est la stabilité de l'écoulement du flocculant. Dans les tests futurs, il est très important de s'assurer que les pompes n'occasionnent pas de saccades dans le débit. D'autre part, une forte corrélation a été observée entre la qualité de la floculation et l'âge du flocculant. Ce lien est en accord avec ce qui est généralement observé. Il indique qu'il est possible d'optimiser les performances en usine en contrôlant précisément l'âge du flocculant.

Une étude de la transition à l'échelle industrielle a été effectuée. Selon les calculs réalisés, le flocculateur pourrait aisément traiter des débits volumiques de l'ordre de 2000 m³/h. Une autre possibilité consiste à installer la zone d'injection du flocculateur dans l'alimentation d'un puits conventionnel. Cela permettrait de réduire le risque et

l'investissement pour les compagnies tout en améliorant les performances du puits d'alimentation.

Quoi qu'il en soit, la floculation n'est pas très efficace dans le puits d'alimentation conventionnel, et cela doit être corrigé d'une façon ou d'une autre ; le flocculateur est un premier pas dans cette direction.

BIBLIOGRAPHIE

1. **ALBERSTON, Orris E.**; (2007) Inlet structure for clarifiers. Enviro Enterprises, Inc.; Etats-Unis, brevet n° 7243802.
2. **Aluminum & bauxite**. (2008) [En ligne] <<http://www.mii.org/Minerals/photoal.html>>
3. **Bauxite**. (2008) [En ligne] <<http://en.wikipedia.org/wiki/Bauxite>>
4. **Bauxite and alumina statistics and information**. (2008) [En ligne] <<http://minerals.usgs.gov/minerals/pubs/commodity/bauxite/>>
5. **BAILY, Christophe; COMTE-BELLOT, Genevière**; (2003) Turbulence, 1^{ère} édition. France: CRNS Édition, 376 p.
6. **BAILLARGEON, Gérald**; (2002) Probabilités et statistiques : avec applications en technologie et ingénierie. Trois-Rivières : les éditions SMG, 728 p.
7. **BOUCHARD, Marie-Louise**; (2006) Étude sur la clarté d'une suspension de boues rouges et de liqueur Bayer à l'aide d'un appareil de Couette. Maîtrise en sciences appliquées. Chicoutimi: Université du Québec à Chicoutimi, 251 p.
8. **COKLJAT, D.; SLACK, M.; VASQUEZ, S.**; (2006) Reynolds-stress model for eulerian multiphase. 4th Symposium on Turbulence, Heat and Mass Transfert, pp. 168-178.

9. **DING, A.; HOUNSLOW, M. J.; BIGGS, C. A.;** (2006) Population balance modeling of activated sludge flocculation: investigating the size dependence of aggregation, breakage and collision efficiency. *Chemical Engineering Science*: 61, pp. 63-74.
10. **EASTON, Jeffery H.;** (1995) Advanced clarifier design for stringent mill effluent requirements. 81st annual meeting, on technical section Canadian pulp and paper association: Montréal, pp. B245-B248.
11. **ELMALEH, Samuel; GRASMICK, Alain;** (1990) Process for the treatment of water by the flocculation of suspended particles in a fluidized bed. Mornex limited; États-Unis, brevet n° 4954259.
12. **ESLER, John K.; HARTNETT, William J.; HAUG, Roger A.;** (2001) Enhanced flocculation and energy dissipation feedwell assembly for water and wastewater treatment clarifiers. ESLER, John K. et al.; États-Unis, brevet n° 6276537.
13. Everything you want to know about Zeta Potential.... [En ligne] Zeta-Meter Inc. <<http://www.zeta-meter.com/contact.html>>
14. **FOSTER, T.; MOFFATT, S. A.; SINHA, V. T.;** (1996) Selecting the optimum addition points for flocculants in decanter feedwells. Society for mining engineers annual meeting: 11-14 mars, 140 p.

15. **GAGNON, M. J.; LECLERC, A.; SIMARD, G.; PÉLOQUIN, G.**; (2003) A fractal model for the aggregate size distributions generated during red mud flocculation. *Light metals*: pp. 105-111.
16. **GATSKI, Thomas B.; HUSSAINI, Yousuff M.; LUMLEY, John L.**; (1996) Simulation and modeling of turbulent flows, 1ère edition. New-York: Oxford University Press, 314 p.
17. **GEISSER, Seymour**; (1993) Predictive inference: an introductions. New-York: CRC Press, 264 p.
18. **GIMÉNEZ, D.; PERFECT, E.; RAWLS, W. J.; PACHEPSKY, Ya.**; (1997) Fractal models for predicting soil hydraulic properties: a review. *Engineering geology*: 48, pp. 161-183.
19. **HARTMANN, Achim; SCHINKITZ, Dieter**; (1983) Apparatus for the chemical conditioning of sludges. Kronos Titan-G.m.b.H.; États-Unis, brevet n° 4394270.
20. **HEATH, Alex R.; BAHRI, Parisa A.; FAWELL, Philip D.; FARROW, John B.**; (2006) Polymer flocculation of calcite: population balance model. *Fluid mechanics and transport phenomena*: 52(5), pp. 1641-1653.
21. **HEATH, Alex R.; FAWELL, Philip D.; BAHRI, Parisa A.; SWIFT, Jean D.**; (2002) Estimating average particles size by focused beam reflectance measurement (FBRM). *Particle and particle systems characterization*: 19, pp. 54-95.

22. **JAGGER, N. D.; ARBUTHNOT, I. M.;** (1993) The supaflo floccmiser feedwell. Society of mining engineers annual meeting: 15-18 février, 158 p.
23. **JOHNSTON, R. M.; NGUYEN, T.; SCHWARZ, M. P.; SIMIC, K.;** (1996) Fluid flow and natural dilution in open-type thickener feedwells. Fourth International Quality Workshop, Darwin: pp. 468-475.
24. **KAHANE, R. B.; NGUYEN, T.; SCHWARZ, M. P.;** (2002) CFD modeling of thickeners at Worsley Alumina Pty Ltd. Applied Mathematical Modelling: 26, pp. 281-296.
25. **KAHANE, R. B.; SCHWARZ, M. P.; JOHNSTON, R. M.;** (1997) Residue thickener modeling at Worsley Alumina. Proceedings of the Computational Fluid Dynamics and Metal Processing and Power Generation, CSIRO, Melbourne: pp. 109-118.
26. **KOSANDA, Sakae; HINUMA, Hirotoishi; TATEISHI, Naohiro; HATA, Kenji; SUZUKI, Ken; FUJIHASHI, Tomoichi;** (2006) Aggregation precipitation method. Ebara Corporation; États-Unis, brevet n° 7090777.
27. **KINNEAR, David J.; WILLIAMS, Robert; OLSON, Craig; KENNEDY, Kevin; JOHNSON, Harvey; POLLACK, Edward; VITASOVIC, Cello;** (1998) Theoretical and field comparison of clarifier feedwell sizing. Water Environment Federation 71st annual conference: I, pp. 845-865.

28. **KULICKE, Werner-Micheal; KNIEWSKE, Reinhard;** (1981) Long-term change in conformation of macromolecules in solution, 2. Poly(acrylamide-co-sodium acrylate)s. Die Makromolekulare Chemie: 182(8), pp. 2277-2287.
29. **LAROUCHE, Daniel;** (2002) Ingénierie de l'aluminium, 6GEN654. Chicoutimi: Université du Québec à Chicoutimi, Département des sciences appliquées, pp. 9-18.
30. **MANDT, Mikkel G.;** (1983) Multi stage flocculation treatment system. Clevepak Corporation; États-Unis, brevet n° 4372851.
31. **McCABE, Warren L.; SMITH, Julian C.; HARRIOTT, Peter;** (2005) Unit operations of chemical engineering, 7^e édition. New-York: McGraw-Hill, 1140 p.
32. **MOHAMMADI, B.; PIRONNEAU, O.;** (1994) Analysis of the k-epsilon turbulence model, 1^{ère} édition. Paris: John Wiley and Sons, 194 p.
33. **MUNSON, Bruce R.; YOUNG, Donald F.; OKIISHI, Theodore H.;** (2002) Fundamentals of fluid mechanics, 4^e édition. États-Unis: John Wiley and Sons, 840 p.
34. **NORMANDIN, Mélanie;** (2005) Étude sur la clarification d'une suspension de boues rouges et de liqueur Bayer par flocculation. Maîtrise en sciences appliquées. Chicoutimi: Université du Québec à Chicoutimi, 144 p.

35. **PERRY, Robert H.; GREEN, Don W.;** (1997) Perry's chemical engineers' handbook, 7^e edition. États-Unis: McGraw-Hill, 2725 p.
36. **POPE, Stephen B.;** (2000) Turbulent flows, 1^{ère} édition. États-Unis: Cambridge University Press, 771 p.
37. **PROBST, Alex;** (1999) Next generation sedimentation equipment for ultimate thickening. Proceedings of Copper 99 - Cobre 99 international environment conference, 10-13 octobre: Volume II, pp. 217-232.
38. **REICHNER, Thomas W.;** (1992) Liquid clarification by effecting cohesion of solids. REICHNER, Thomas W.; États-Unis, brevet n° 5120436.
39. **SETHI, Bal K.; WU, Sherman C.; CRANE, John P.;** (1999) Clarifier feedwell. Baker Hughes Inc.; États-Unis, brevet n° 5944995.
40. **SCHOENBRUNN, Frederick R.; HUGHES, Stephen; DAHL, Kurt R.;** (2005) Self-diluting feedwell including a vertical education mechanism. GL&V Management Hungary KFT; États-Unis, brevet n° 6966985.
41. **SCHWEITZER, Philip A.;** (1997) Handbook of separation techniques for chemical engineers, 3^e edition. New York: McGraw-Hill, 2092 p.

42. **SINCERO, Arcadio P.; SINCERO, Gregoria A.**; (2003) Physical-chemical treatment of water and wastewater. New York: CRC Press, 832 p.
43. **SOMASUNDARAN, P.; RUNKANA, V.**; (2003) Modeling flocculation of colloidal mineral suspensions using population balances. International Journal of mineral processing: 72, pp. 33-55.
44. **STERLING Jr, Micheal C.; BONNER, James S.; ERNEST, Andrew N. S.; PAGE, Cheryl A.; AUTENRIETH, Robin L.**; (2005) Application of fractal flocculation and vertical transport model to aquatic sol-sediment systems. Water research: 39, pp. 1818-1830.
45. **SUTALO, I.D.; NGUYEN, T.; WHITE, R. B.; RUDMAN, R.**; (2001) Experimental and numerical investigations of the fluid flow in thickener feedwells. Sixth World Congress of Chemical Engineering, Melbourne, Australia, 23-27 septembre: paper 941.
46. **SVAROWSKY, Ladislav**; (2000) Solid-liquid separation, 4^e édition. Angleterre: Butterworth-Heinemann, 554 p.
47. **TAKEUCHI, Tadao**; (2007) Coagulation-flocculation apparatus. Kurita water industries Ltd.; Etats-Unis, brevet n° 7156990.
48. **THE AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION, INC.**; (1971) Water quality and treatment, 3^e édition. New York: McGraw-Hill, 654 p.

49. **THOMAS, D. N.; JUDD, S. J.; FAWCETT, N.**; (1999) Flocculation modeling: a review. *Water research*: 33(7), pp. 1579-1592.
50. **WAKEMAN, Richard; TARLETON, Steve**; (2007) *Solid-liquid separation: Equipment selection and process design*. Amsterdam: Butterworth-Heinemann, 448 p.
51. **WAKEMAN, Richard; TARLETON, Steve**; (2005) *Solid-liquid separation: Scale-up of industrial equipment*. Oxford: Elsevier, 454 p.
52. **WOOD, Leonard J. A.; TURNER, Simon D.; LAROS, Timothy J.; EMMETT, Robert C. Jr.**; (1999) Self-diluting feedwell for thickener dilution. Baker Hughes Incorporated; États-Unis, brevet n° 5893970.
53. **WHITE, R. B.; SUTALO, I.D.; NGUYEN**; (2003) Fluid flow in thickener feedwell models. *Minerals Engineering*: 16, pp. 145-150.
54. **WRIGHT, Russell C.**; (2004) Energy dissipating inlet for clarifier feedwells. Wright, Russell C.; États-Unis, brevet n° 6800209.
55. Zeta Potential: A complete Course in 5 Minutes. [En ligne] Zeta-Meter Inc.
<<http://www.zeta-meter.com/contact.html>>

56. **ZHANG, Jian-Jun; LI, Xiao-Yan;** (2003) Modeling particle-size distribution dynamics in a flocculation system. *AIChE Journal*: 49(7), pp. 1870-1882.

ANNEXE A

MODÈLE FRACTALE DES FLOCS

La façon la plus simple d'expliquer le modèle fractal est probablement d'utiliser un exemple.

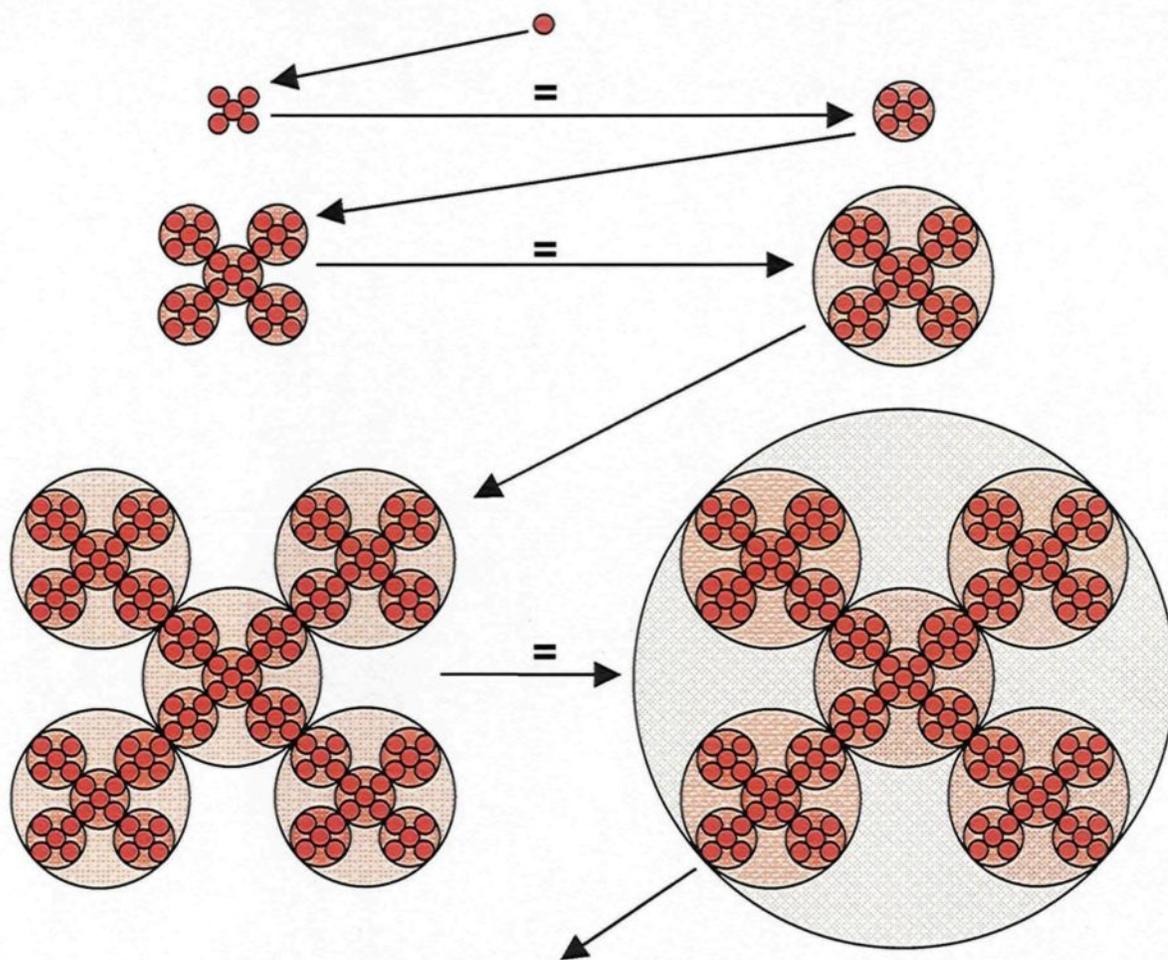


Figure A.1 : Formation d'un floe en deux dimensions selon un motif fractal

Considérons la **Figure A.1** : c'est un exemple simplifié (et en deux dimensions) de la formation d'un floccule. Il y a tout d'abord une seule particule élémentaire (1^{ère} ligne). Cette particule va s'agglomérer à d'autres particules élémentaires selon un certain arrangement géométrique, formant ainsi une plus grosse particule – appelons-la une particule **P2** (2^e ligne). Par la suite, cette particule **P2** s'agglomère à son tour à d'autres particules **P2** selon le même arrangement géométrique que les particules élémentaires ont utilisé. Résultat : des particules **P3** (3^e ligne). Ce processus, répété à plusieurs reprises, va éventuellement créer des floccules qui auront été formés par la reproduction d'un même motif à différentes échelles; ce sont des fractales.

Calculons maintenant la surface occupée par le solide dans chaque itération de la **Figure A.1**. Si nous posons que le rayon d'une particule élémentaire est égal à un mètre (un choix qui est irréaliste mais qui simplifie l'explication), nous obtenons les résultats numériques présentés au **Tableau A.1**. Dans ce tableau, le pourcentage de surface occupé par le solide diminue rapidement à chaque itération, atteignant seulement 17.1% pour le dernier floccule (voir **Figure A.2**).

Pour un cercle normal, l'aire peut être calculée à partir du rayon ($A=\pi r^2$). Il est possible de trouver une équation similaire pour calculer l'aire occupée par le solide en fonction du rayon du floccule. À partir de la 3^e et 4^e colonne du **Tableau A.1**, nous obtenons :

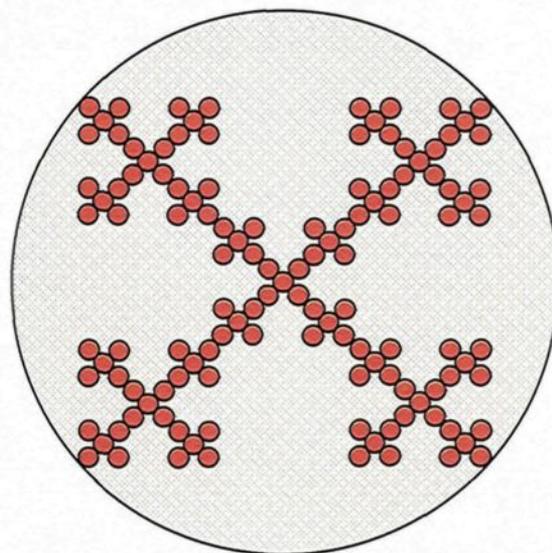


Figure A.2 : Reprise du dernier floccule de la Figure A.1

Tableau A.1 : Caractéristiques des flocs de la Figure A.1

Itération	Nombre de particules élémentaires	Rayon du flocc (m)	Aire occupée par le solide (m ²)	Fraction de l'aire occupée par le solide (%)
1	1	1	3.14	100
2	5	3	15.71	55.6
3	25	9	78.54	30.9
4	125	27	392.70	17.1

$$A_s = \pi r^{1.465} \quad (\text{A.1})$$

A_s = aire occupée par le solide (m²)

r = rayon (m)

Par conséquent, l'aire n'est pas proportionnelle au rayon élevé au carré, mais plutôt au rayon élevé à la puissance 1.465. Ce nombre – 1.465 – est appelé **dimension fractale** (D_F). Il est utilisé pour caractériser la structure des floccs. Dans un cas en deux dimensions, il doit être compris entre 0 et 2⁽¹⁸⁾. Plus il est grand et plus l'arrangement des particules élémentaires est compact. La constante de proportionnalité, quant à elle, dépend de la forme des particules élémentaires. Elle est égale à π dans le cas présent parce que nous avons utilisée des cercles parfaits. Elle aurait été plus petite pour n'importe quelle autre forme. L'**Équation A.1** peut être réécrite sous sa forme générale :

$$A_s \propto r^{D_F} \quad (\text{A.2})$$

$$A_s = k_1 r^{D_F}$$

k_1 = constante empirique ($k_1 \leq \pi$ en deux dimensions)

D_F = dimension fractale ($0 \leq D_F \leq 2$ en deux dimensions)

Notons que les unités de la constante k_1 , tout comme celles des constantes qui suivront, sont fonction de la valeur de D_F ; elles ne sont pas présentées pour alléger la discussion.

L'**Équation A.2** est la base du modèle fractal des flocs, et elle permet d'en dériver toutes les équations importantes. Nous pouvons maintenant généraliser cet exemple à un floc en trois dimensions. Pour ce faire, il suffit d'effectuer trois modifications sur l'**Équation A.2**.

- Au lieu de considérer l'aire occupée par le solide, nous considérons le volume.
- Au lieu d'avoir $k_1 \leq \pi$, nous avons $k_1 \leq \frac{4\pi}{3}$.
- Au lieu d'avoir $0 \leq D_F \leq 2$, nous avons $0 \leq D_F \leq 3$.

L'**Équation A.2** devient simplement :

$$\begin{aligned} V_s &\propto r^{D_F} \\ V_s &= k_1 r^{D_F} \end{aligned} \tag{A.3}$$

V_s = volume de solide dans le floc (m^3)

L'**Équation A.3** permet de calculer la masse de solide du floc. Nous avons :

$$m_s = \rho_s V_s \tag{A.4}$$

m_s = masse de solide dans le floc (kg)

En combinant l'**Équation A.3** et l'**Équation A.4**, nous obtenons :

$$\begin{aligned} m_s &\propto r^{D_F} \\ m_s &= k_2 r^{D_F} \end{aligned} \tag{A.5}$$

k_2 = constante empirique : $k_2 = \rho_s k_1$

L'Équation A.3 et l'Équation A.5 sont équivalentes (à un facteur ρ_s près), mais la forme de l'Équation A.5 est plus utilisée. La fraction du volume occupé par le solide peut être calculée à partir de l'Équation A.3.

$$F_v = \frac{V_s}{V_t} = \frac{k_1 r^{D_F}}{\frac{4}{3}\pi r^3} \rightarrow F_v = k_3 r^{D_F-3} \quad (\text{A.6})$$

F_v = fraction du volume occupé par le solide (%)

V_t = volume totale du floc (m^3)

k_3 = constante empirique : $k_3 = \frac{3}{4\pi} k_1$

L'Équation A.6 nous permet de calculer la porosité du floc e et la densité du floc ρ_F .

Pour la porosité :

$$e = 1 - F_v = 1 - k_3 r^{D_F-3} \quad (\text{A.7})$$

Il est possible de remarquer dans l'Équation A.7 que même un floc de dimension fractale 3 n'a pas nécessairement une porosité nulle ou une densité égale à la densité du solide; cela dépend de la forme et de la porosité des particules élémentaires (constante k_3).

La densité, quant à elle, peut être calculée comme suit :

$$\rho_F = F_v \rho_s + (1 - F_v) \rho_L \quad (\text{A.8})$$

Ce qui devient, après manipulation :

$$\rho_F - \rho_L = (\rho_s - \rho_L) F_v \quad (\text{A.9})$$

Et finalement :

$$\rho_F - \rho_L = (\rho_s - \rho_L) k_3 r^{D_F-3} = k_4 r^{D_F-3} \quad (\text{A.10})$$

$$k_4 = \text{constante empirique : } k_4 = (\rho_s - \rho_L) k_3$$

Enfin, la masse du floc peut être calculé à partir de l'Équation A.10 ou, peut-être plus simplement, à partir de l'Équation A.3.

$$m_F = \frac{4}{3} \pi r^3 \rho_L + (\rho_s - \rho_L) V_s = \frac{4}{3} \pi r^3 \rho_L + (\rho_s - \rho_L) k_1 r^{D_F} = \frac{4}{3} \pi r^3 \rho_L + k_5 r^{D_F} \quad (\text{A.11})$$

$$m_F = \text{masse du floc (kg)}$$

$$k_5 = \text{constante empirique : } k_5 = (\rho_s - \rho_L) k_1$$

Pour résumer, il y a cinq équations importantes :

- une pour le volume de solide dans le floc; $V_s = k_1 r^{D_F} \quad (\text{A.3})$
- une pour la masse de solide dans le floc; $m_s = k_2 r^{D_F} \quad (\text{A.5})$
- une pour la porosité du floc; $e = 1 - k_3 r^{D_F-3} \quad (\text{A.7})$
- une pour la densité du floc; $\rho_F - \rho_L = k_4 r^{D_F-3} \quad (\text{A.10})$
- et une pour la masse du floc. $m_F = \frac{4}{3} \pi r^3 \rho_L + k_5 r^{D_F} \quad (\text{A.11})$

Les cinq constantes empiriques peuvent être reliées entres elles comme suit :

$$k_1 = \frac{k_2}{\rho_s} = \frac{4\pi}{3} k_3 = \frac{4\pi}{3(\rho_s - \rho_L)} k_4 = \frac{k_5}{(\rho_s - \rho_L)} \leq \frac{4\pi}{3} \quad (\text{A.12})$$

ANNEXE B

MODÈLE DE TURBULENCE k-ε

Ce qui suit est une explication du modèle de turbulence k-ε. Les dérivations complètes des équations, ainsi qu'une discussion des autres modèles de turbulence, sont disponibles dans la littérature⁽⁵⁾⁽¹⁶⁾⁽³²⁾⁽³⁶⁾

Commençons par reprendre l'équation de continuité et les trois équations de Navier-Stokes présentée à la **Section 2.5.1.1**.

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} = 0 \quad (2.29)$$

$$\rho_L \frac{\partial u}{\partial t} + \rho_L \left(u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} + w \frac{\partial u}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial z^2} \right) \quad (2.30a)$$

$$\rho_L \frac{\partial v}{\partial t} + \rho_L \left(u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} + w \frac{\partial v}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial y} + \mu \left(\frac{\partial^2 v}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v}{\partial z^2} \right) \quad (2.30b)$$

$$\rho_L \frac{\partial w}{\partial t} + \rho_L \left(u \frac{\partial w}{\partial x} + v \frac{\partial w}{\partial y} + w \frac{\partial w}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial z^2} \right) \quad (2.30c)$$

Ces équations peuvent être exprimées de façon plus compacte et élégante en utilisant la notation d'Einstein. L'équation de continuité devient

$$\frac{\partial u_i}{\partial x_i} = 0 \quad (B.1)$$

et les équations de Navier-Stokes deviennent :

$$\rho_L \frac{\partial u_i}{\partial t} + \rho_L u_j \frac{\partial u_i}{\partial x_j} = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \mu \frac{\partial^2 u_i}{\partial x_j \partial x_j} \quad (\text{B.2})$$

Sous cette notation, les indices répétés dans un même terme indiquent des sommations.

Pour développer le modèle k-ε, il faut maintenant séparer les variables **u**, **v**, **w** et **p** en deux composantes : une composante moyenne et une composante fluctuante. Par exemple, *u* devient $\bar{u} + u'$ (la barre au-dessus signifie la moyenne par rapport au temps de la variable et l'apostrophe signifie la composante fluctuante de la variable). Ces nouvelles variables sont remplacées dans l'équation de continuité et dans les équations de Navier-Stokes.

Par la suite, les équations sont moyennées par rapport au temps. Le résultat est une équation de continuité moyennée (**Équation B.3**) et des équations de Navier-Stokes moyennées (**Équation B.4**).

$$\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_i} = 0 \quad (\text{B.3})$$

$$\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial t} + \bar{u}_j \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} = -\frac{1}{\rho_L} \frac{\partial \bar{p}}{\partial x_i} + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\mu \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} - \rho_L \overline{u_i' u_j'} \right) \quad (\text{B.4})$$

En comparant l'**Équation B.2** à l'**Équation B.4**, nous voyons que la seule différence est que le terme suivant est apparu :

$$-\rho_L \overline{u_i' u_j'} \quad (\text{B.5})$$

Ce terme représente six nouvelles inconnues : $-\rho_L \overline{u'u'}$, $-\rho_L \overline{u'v'}$, $-\rho_L \overline{u'w'}$, $-\rho_L \overline{v'v'}$, $-\rho_L \overline{v'w'}$ et $-\rho_L \overline{w'w'}$. Ce sont les *contraintes de Reynolds*. Elles peuvent être interprétées comme étant la représentation des contraintes de cisaillement qui sont produites par la turbulence.

Pour résoudre le système d'équations, il faut déterminer la valeur des contraintes de Reynolds. Le modèle k- ε utilise deux techniques pour arriver à cette fin : il introduit ses deux constantes éponymes et il utilise l'*hypothèse de Boussinesq*. Les deux constantes sont l'énergie cinétique turbulente moyenne **k** et la dissipation de l'énergie cinétique turbulente ε . Elles sont définies comme suit :

$$k = \frac{1}{2} \overline{u_i' u_i'} = \frac{\overline{u'u'} + \overline{v'v'} + \overline{w'w'}}{2} \quad (\text{B.6})$$

$$\varepsilon = \frac{1}{2} \frac{\mu}{\rho_L} \left(\frac{\overline{\partial u_i' \partial u_i'}}{\partial x_j \partial x_j} + \frac{\overline{\partial u_i' \partial u_j'}}{\partial x_j \partial x_i} \right) \quad (\text{B.7})$$

k = énergie cinétique turbulente moyenne (m^2/s^2)

ε = dissipation de l'énergie cinétique turbulente (m^2/s^3)

L'hypothèse de Boussinesq établit une analogie entre le cisaillement laminaire (le cisaillement d'origine visqueuse) et le cisaillement turbulent (représenté par les contraintes de Reynolds). Il est possible de montrer que le cisaillement laminaire est :

$$\tau_{ij, lam} = \mu \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) - p_L \delta_{ij} \quad (\text{B.8})$$

$\tau_{ij, lam}$ = contraintes de cisaillement en régime laminaire (Pa)

δ_{ij} = delta de Kronecker, défini comme suit :

$$\begin{aligned}\delta_{ij} &= 1, & i = j \\ \delta_{ij} &= 0, & i \neq j\end{aligned}\quad (\text{B.9})$$

Boussinesq a proposé qu'une équation équivalente peut être utilisée pour calculer les contraintes de Reynolds :

$$\tau_{ij,tur} = -\rho_L \overline{u_i' u_j'} = \mu_t \left(\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{u}_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \rho_L k \delta_{ij} \quad (\text{B.10})$$

τ_{tur} = contraintes de cisaillement due à la turbulence (Pa)

μ_t = viscosité turbulente (Pa-s)

L'Équation B.10 introduit la viscosité turbulente μ_t , l'analogue de la viscosité dynamique. Il est possible de montrer que :

$$\mu_t = C_\mu \rho_L \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (\text{B.11})$$

C_μ = constante empirique

Si nous substituons l'Équation B.10 et l'Équation B.11 dans les équations de Navier-Stokes moyennées (Équation B.4), nous obtenons :

$$\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial t} + \bar{u}_j \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} = -\frac{1}{\rho_L} \frac{\partial \bar{p}}{\partial x_i} + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} + C_\mu \rho_L \frac{k^2}{\varepsilon} \left(\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{u}_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \rho_L k \delta_{ij} \right] \quad (\text{B.12})$$

En résumé, le modèle k- ε utilise l'hypothèse de Boussinesq et introduit deux nouvelles variables pour modéliser les contraintes de Reynolds, ce qui donne comme résultat l'Équation B.12. Pour que le système soit mathématiquement fermé, il faut rajouter deux équations : une pour k et une pour ε . La dérivation est assez complexe et nécessite l'ajout de constantes empiriques. Seul le résultat est présenté ici : l'Équation

B.13 est l'équation de transport pour \mathbf{k} et l'Équation **B.14** est celle pour ε . Le système d'équations complet pour le modèle k- ε est présenté ci-dessous.

$$\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_i} = 0 \quad (\text{B.3})$$

$$\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial t} + \bar{u}_j \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} = -\frac{1}{\rho_L} \frac{\partial \bar{p}}{\partial x_i} + \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} + C_\mu \rho_L \frac{k^2}{\varepsilon} \left(\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{u}_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \rho_L k \delta_{ij} \right] \quad (\text{B.12})$$

$$\frac{\partial k}{\partial t} + \bar{u}_i \frac{\partial k}{\partial x_i} = \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] - \overline{u_i' u_j'} \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} - \varepsilon \quad (\text{B.13})$$

$$\frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \bar{u}_i \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} = \frac{1}{\rho_L} \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_i} \right] - \frac{\varepsilon}{k} \left(C_{\varepsilon 1} \overline{u_i' u_j'} \frac{\partial \bar{u}_j}{\partial x_i} + C_{\varepsilon 2} \varepsilon \right) \quad (\text{B.14})$$

$\sigma_k, C_{\varepsilon 1}, C_{\varepsilon 2}$ et σ_ε = constantes empiriques

Ce système comporte six équations (l'Équation **B.12** en contient trois) et six inconnues (\bar{u} , \bar{v} , \bar{w} , \bar{p} , \mathbf{k} et ε), ce qui le rend mathématiquement fermé. Le **Tableau B.1** présente la valeur habituelle des cinq constantes empiriques du modèle.

Tableau B.1 : Valeurs standards des constantes empiriques du modèle k- ε

Constante empirique	Valeur standard
$C_{\varepsilon 1}$	1.44
$C_{\varepsilon 2}$	1.92
C_μ	0.09
σ_k	1.0
σ_ε	1.3

Pour terminer, voici une brève explication du modèle RSM (Reynolds Stress Model). Ce modèle utilise initialement la même approche que le modèle $k-\varepsilon$: il sépare les variables en deux composantes, moyenne les équations de Navier-Stokes, et aboutit aux contraintes de Reynolds. Mais au lieu de calculer les contraintes de Reynolds par le biais de l'hypothèse de Boussinesq, le modèle RSM les modélise plutôt séparément – une équation est ajoutée pour chaque contrainte. La variable ε (et l'équation correspondante) est aussi utilisée. Il y a 12 constantes empiriques. En tout, le modèle est formé de 11 équations et 11 inconnues (\bar{u} , \bar{v} , \bar{w} , \bar{p} , les six contraintes de Reynolds et ε).

D'un point de vue pratique, le modèle $k-\varepsilon$ est plus utilisé de nos jours que le modèle RSM puisqu'il donne de bons résultats dans la plupart des situations tout en étant considérablement moins exigeant en temps de calcul (6 équations/inconnus comparativement à 11). Il offre également le bénéfice d'être plus stable numériquement et de converger plus facilement. Le modèle RSM devient cependant de plus en plus populaire au fur et à mesure que la puissance des ordinateurs augmente. La modélisation indépendante des contraintes de Reynolds lui donne plus de précision ainsi qu'une plus grande souplesse; il est capable, par exemple, de simuler adéquatement de la turbulence hautement anisotrope, ce qui n'est pas le cas du modèle $k-\varepsilon$. Le modèle RSM remplacera probablement le modèle $k-\varepsilon$ dans la plupart des applications au cours des prochaines années.