

UNIVERSITÉ DU QUÉBEC À CHICOUTIMI

THÈSE PRÉSENTÉE À
L'UNIVERSITÉ DU QUÉBEC À CHICOUTIMI
COMME EXIGENCE PARTIELLE
DU DOCTORAT EN INGÉNIERIE

par

GUY PELOQUIN

MODÉLISATION MATHÉMATIQUE DE LA
DÉCANTATION DE BOUE ROUGE

8 SEPTEMBRE 2003



Mise en garde/Advice

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

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

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

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

RÉSUMÉ

Ce document décrit le travail de recherche menant à la conception d'un modèle mathématique décrivant la décantation de la boue rouge dans un épaisseur industriel. Tout d'abord, la décantation de la boue rouge est située dans le procédé Bayer de production d'alumine. On y indique que l'opération économique du procédé Bayer passe par la bonne performance de la décantation de la boue rouge. En effet, une décantation performante permet d'obtenir une bonne séparation entre la liqueur et la boue rouge diminuant ainsi les besoins en filtration. Une séparation efficace permet aussi de diminuer les volumes de boue à laver et à entreposer. Ceci diminue les coûts et diminue aussi l'impact sur l'environnement. Ensuite, les concepts physiques gouvernant la décantation tels la floculation, la sédimentation, et le compactage sont introduits. Ces concepts sont par la suite mis en équations et solutionnés numériquement. Les premiers résultats présentés décrivent la modélisation de la décantation à l'échelle du laboratoire, dans un cylindre gradué où la décantation se fait en fournée; et ensuite dans un décanteur miniature où la décantation se fait en continu comme dans les équipements industriels. Une comparaison entre les mesures et les simulations est présentée. Les observations expérimentales sont bien décrites par les simulations, validant ainsi l'approche utilisée et les sous-modèles choisis. Finalement, la modélisation mathématique d'un épaisseur industriel pleine grandeur est discutée. Une étude paramétrique portant sur l'effet de varier les douze variables de procédé et de conception suivantes est ensuite réalisée : diamètre des particules, débit de sousverse, concentration en solide à l'alimentation, débit d'alimentation, vitesse de l'alimentation, hauteur du tuyau d'alimentation, hauteur de l'anneau du puits d'alimentation, largeur de l'anneau du puits d'alimentation, rayon du puits d'alimentation, hauteur du puits d'alimentation, rayon de l'épaisseur et hauteur de l'épaisseur. Les impacts des changements dans les valeurs de ces variables sont établis à partir des paramètres suivants mettant en évidence la bonne performance des épaisseurs de boue rouge : position de l'interface de boue, vitesse verticale moyenne, distribution du solide dans le puits, rapport de recirculation liquide, rapport de dilution du solide, taux de cisaillement dans le puits et temps de résidence dans le puits. Cette étude permet d'identifier les quatre variables critiques suivantes ayant un impact important sur la performance d'un épaisseur de boue rouge : le diamètre des particules, le débit d'alimentation, le rayon du puits d'alimentation et le rayon de l'épaisseur. Le diamètre des particules et le débit d'alimentation sont des variables de procédé qui doivent être contrôlées en tout temps pour obtenir la performance attendue de l'épaisseur. Le rayon du puits d'alimentation et celui de l'épaisseur sont des variables de conception qui sont fixées en fonction des cibles d'opération prévues lors de la conception de l'équipement. Les autres variables décrites plus haut ont un impact moins grand sur la performance d'un épaisseur de boue rouge.

REMERCIEMENTS

Je veux remercier mon directeur et ma co-directrice de recherche, M R.T. Bui et Mme D. Kocafe pour m'avoir fait confiance et accompagné tout au long de mon travail de recherche. Je veux aussi remercier la compagnie Alcan et particulièrement M J. Laurier et Mme M. Authier pour m'avoir donné la possibilité de faire ce travail de recherche et m'avoir supporté et accompagné durant toutes ces années. Ma gratitude va aussi à M G. Simard de l'UQAC qui a subtilement su me guider et m'aider dans les moments difficiles. Je remercie aussi tout le personnel du groupe Matières Premières du CRDA d'Alcan pour leur support et encouragement. Finalement, un merci spécial aux membres de ma famille pour leur support et surtout leur compréhension tout au long de ces années.

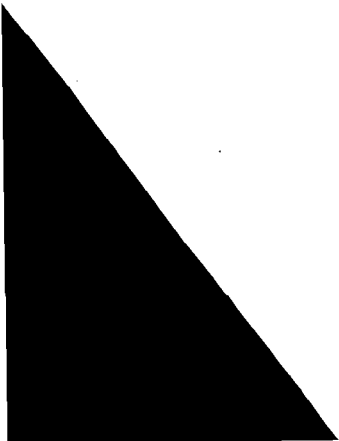


TABLE DES MATIÈRES

RÉSUMÉ.....	ii
REMERCIEMENTS.....	iii
TABLE DES MATIÈRES	iv
LISTE DES SYMBOLES.....	viii
LISTE DES FIGURES.....	xiii
LISTE DES TABLEAUX.....	xxii
LISTE DES ANNEXES.....	xxvi
CHAPITRE 1 : INTRODUCTION.....	1
1.1. Procédé Bayer.....	1
1.2. Séparation solide/liquide	2
1.2.1. Nature de la boue rouge	2
1.2.2. Applicabilité des techniques par rapport aux caractéristiques des solides.....	3
1.2.3. Décantation primaire.....	6
1.2.4. Circuit de lavage de la boue.....	6
1.3. Problématique.....	7
1.3.1. Impacts.....	8
1.3.2. Difficulté à faire les mesures	9
1.3.3. Besoin de la description complète dans le décanteur.....	9
1.4. Méthodologie.....	10
CHAPITRE 2: CONCEPTS PHYSIQUES DE LA DÉCANTATION	12
2.1. Flocculation.....	12
2.2. Sédimentation.....	14
2.2.1. Sédimentation libre des agglomérats	15
2.2.2. Sédimentation freinée des agglomérats.....	17
2.3. Approche globale de la sédimentation.....	21
2.3.1. Sédimentation en zone	24
2.3.2. Approche de Coe et Clevenger	25
2.3.3. Approche de Kynch	27
2.3.4. Approche de Fitch.....	28
2.4. Compactage	28
2.5. Simulations de décanteurs	30
2.6. Propriétés des substances en présence.....	33
CHAPITRE 3 : ÉQUATIONS DE BASE DU DÉCANTEUR.....	36
3.1. Équation de conservation à une phase.....	36

3.1.1.	Continuité.....	37
3.1.2.	Quantité de mouvement.....	37
3.1.3.	Équation générale.....	37
3.2.	Équations de conservation à deux phases.....	38
3.2.1.	Équation générale.....	38
3.2.2.	Équations de continuité.....	39
3.2.3.	Quantité de mouvement.....	39
3.2.4.	Forces massiques : gravité	40
3.2.5.	Forces de traînée	40
3.2.6.	Pression solide	41
3.2.7.	Turbulence	42
3.2.8.	Forces d'interaction autres que la traînée	43
3.3.	Douze équations à douze inconnues.....	43
3.4.	Conditions aux limites.....	45
3.4.1.	Alimentation	45
3.4.2.	Surverse et sousverse	46
3.4.3.	Murs.....	46
3.4.4.	Surface libre.....	46
3.5.	Approche détaillée.....	46
3.5.1.	Floculation	47
3.5.2.	Sédimentation	47
3.5.3.	Viscosité.....	47
3.5.4.	Compactage.....	48
CHAPITRE 4 : MÉTHODOLOGIE NUMÉRIQUE		49
4.1.	Maillage.....	50
4.2.	Deux phases versus une phase.....	50
4.3.	Discretisation.....	51
4.4.	Équation pour la pression	57
4.5.	IPSA.....	58
4.6.	Itérations	59
4.7.	Relaxation.....	60
4.8.	Convergence	61
CHAPITRE 5 : MESURES EXPÉRIMENTALES DE LA DÉCANTATION		
	DE LA BOUE ROUGE	62
5.1.	Décantation en cylindre	62
5.2.	Décantation dans le C-Floc.....	67
CHAPITRE 6 : SIMULATION MATHÉMATIQUE DE LA DÉCANTATION		
	DE LA BOUE ROUGE	73
6.1.	Décantation en cylindre	73
6.1.1.	Paramètres et propriétés des phases	74
6.1.2.	Conditions aux frontières.....	75

6.1.3.	Maillage	75
6.1.4.	Solution.....	75
6.1.5.	Cas de base.....	76
6.1.6.	Effet d'un maillage plus fin	81
6.1.7.	Validation.....	82
6.1.8.	Étude paramétrique	87
6.1.9.	Conclusion sur la décantation en cylindre	89
6.2.	Décantation dans le C-Floc.....	89
6.2.1.	Paramètres et propriétés des phases.....	90
6.2.2.	Conditions aux frontières.....	91
6.2.3.	Maillage	92
6.2.4.	Solution.....	92
6.2.5.	Cas de base.....	93
6.2.6.	Effet d'un maillage plus fin	98
6.2.7.	Atteinte de l'état stationnaire.....	100
6.2.8.	Validation.....	100
6.2.9.	Étude paramétrique	105
6.2.10.	Débit de sousverse	108
6.2.11.	Effet d'augmenter le diamètre des particules.....	109
6.2.12.	Effet d'augmenter la concentration en solide de l'alimentation	111
6.2.13.	Conclusion sur la décantation dans le C-Floc.....	113
6.3.	Décantation à l'échelle de l'usine.....	113
6.3.1.	Paramètres et propriétés des phases.....	114
6.3.2.	Conditions aux frontières.....	115
6.3.3.	Maillage	116
6.3.4.	Solution.....	117
6.3.5.	Cas de base.....	118
6.3.6.	Effet d'un maillage plus fin	124
6.3.7.	Atteinte de l'état stationnaire.....	126
6.3.8.	Caractérisation des résultats de simulation.....	127
6.3.8.1.	Position de l'interface de boue	127
6.3.8.2.	Vitesse verticale moyenne.....	128
6.3.8.3.	Distribution du solide dans le puits.....	129
6.3.8.4.	Rapport de recirculation liquide.....	129
6.3.8.5.	Rapport de dilution du solide	130
6.3.8.6.	Taux de cisaillement dans le puits	130
6.3.8.7.	Temps de résidence dans le puits	131
6.3.9.	Validation.....	131
6.3.9.1.	Cohérence des résultats	132
6.3.9.2.	Modification du puits d'alimentation de Aughinish Alumina Limited..	134
CHAPITRE 7 : ÉTUDE PARAMÉTRIQUE DE LA DÉCANTATION DE LA BOUE ROUGE À L'ÉCHELLE INDUSTRIELLE.....		135

7.1.	Effet du diamètre des particules	136
7.2.	Effet du débit de sousverse	142
7.3.	Effet de la concentration en solide à l'alimentation	145
7.4.	Effet du débit d'alimentation	148
7.5.	Effet de la vitesse de l'alimentation	151
7.6.	Effet de la hauteur du tuyau d'alimentation	151
7.7.	Effet de la hauteur de l'anneau	154
7.8.	Effet de la largeur de l'anneau	154
7.9.	Effet du rayon du puits d'alimentation	156
7.10.	Effet de la hauteur du puits d'alimentation	158
7.11.	Effet du rayon de l'épaisseur	160
7.12.	Effet de la hauteur de l'épaisseur	162
7.13.	Variables critiques	163
7.13.1.	Étude détaillée	163
7.13.1.1.	Position de l'interface de boue	168
7.13.1.2.	Rapport de recirculation liquide	169
7.13.1.3.	Concentration moyenne de solide dans le puits	170
7.13.1.4.	Rapport de dilution solide	171
7.13.1.5.	Taux de cisaillement dans le puits	173
7.13.1.6.	Fraction du puits à haut taux de cisaillement	174
7.13.1.7.	Vitesse verticale	175
7.13.1.8.	Temps de résidence	176
7.13.2.	Sommaire	177
7.14.	Généralisation – rapports de dilution solide et de recirculation liquide	178
7.15.	Conclusion sur la décantation dans l'épaisseur Bopile	180
CHAPITRE 8 : CONCLUSION		181
BIBLIOGRAPHIE		184
ANNEXE 1 : PROCÉDÉ BAYER		192
ANNEXE 2: BOUE ROUGE		194
ANNEXE 3: AGGLOMÉRATS DE BOUE ROUGE		198
ANNEXE 4: FICHIERS POUR LA SIMULATION DE LA DÉCANTATION EN CYLINDRE		200
ANNEXE 5 : FICHIERS POUR LA SIMULATION DE LA DÉCANTATION DANS LE C-FLOC		206
ANNEXE 6 : FICHIERS POUR LA SIMULATION DE LA DÉCANTATION DE BOPILE		214

LISTE DES SYMBOLES

a	constante empirique des équations (16) et (17)
a	coefficients de l'équation (45)
a_c	aire de la surface transversale de la colonne de sédimentation
a_p	aire de la surface transversale du puits d'alimentation
A	surface spécifique d'un décanteur
$A(P)$	fonction décrivant l'interpolation des variables aux faces
b	module de compactage; constante empirique de l'équation (19)
\vec{B}	force massique
c	concentration en solide
c_a	concentration en solide de l'alimentation
c_f	concentration de flocculant
$c_{\alpha\beta}$	coefficient de transfert entre les deux phases
$c^{(d)}_{\alpha\beta}$	coefficient de transfert dû à la traînée entre les deux phases
C_D	coefficient de traînée en frottement
C_μ	constante de l'équation (39) de viscosité turbulente
d	diamètre des particules
d_f	dosage de flocculant
D	diamètre hydraulique du tuyau d'alimentation
D	terme indiquant la diffusion pour chaque face

$f(r_l)$	fonction exprimant la sédimentation freinée
F	terme indiquant la convection pour chaque face
$F(r_l)$	fonction de Gidaspow corrigeant le coefficient de traînée
\bar{F}_a	force d'interaction autre que la traînée
g	constante gravitationnelle
\vec{g}	constante gravitationnelle vectorielle
G	module élastique solide
G_0	constante empirique du module élastique solide
H	position d'une région de concentration constante dans l'équation (14)
J_x	flux total de la variable ϕ selon l'axe x
J_y	flux total de la variable ϕ selon l'axe y
J_z	flux total de la variable ϕ selon l'axe z
k	énergie cinétique de turbulence
k_a	énergie cinétique de turbulence à l'alimentation
k_l	énergie cinétique de turbulence du liquide
k_N	indice de consistance de Herschel et Bulkley
K	combinaison de variables exprimant le rapport de recirculation liquide
m	constante empirique des équations (16) et (17)
\dot{m}_a	débit massique à l'alimentation
\dot{m}_{net}	débit massique net

\dot{m}_o	débit massique à la surverse
\dot{m}_u	débit massique à la sousverse
$\dot{m}_{\alpha\beta}$	coefficient de transfert de masse entre les deux phases
n	indice de d'écoulement de Herschel et Bulkley
n,s,e,w,t,b	indices indiquant d'utiliser les valeurs des variables aux faces
N_{Ar}	nombre d'Archimède
N,S,E,W,T,B	dénomination des cellules voisines du maillage
p	pression
\bar{p}	pression dynamique
p_s	pression solide
P	nombre de Peclet pour chaque face
P	dénomination de la cellule courante du maillage
q_a	débit d'alimentation
q_f	débit de flocculant
q_s	débit de sousverse
r	rapport des valeurs à différentes faces pour les modes TVD
r_l	fraction volumique du liquide
r_s	fraction volumique du solide
r_{sm}	fraction volumique maximale du solide
r_{sp}	fraction volumique solide seuil du réseau
Re	nombre de Reynolds

Re_D	nombre de Reynolds selon Dallavale
S	terme source générale de l'équation (26)
S_c	partie constante du terme source
S_p	partie variable du terme source
t	temps
u_s, v_s, w_s	composantes du vecteur vitesse \vec{U}_s de la phase solide
u_l, v_l, w_l	composantes du vecteur vitesse \vec{U}_l de la phase liquide
\vec{U}	vecteur vitesse du fluide
v	vitesse de sédimentation freinée
v_a	vitesse ascensionnelle du liquide; vitesse d'entrée à l'alimentation
v_s	vitesse de Stokes
x, y, z	coordonnées spatiales
α	facteur de relaxation
α	indice identifiant la première des deux phases
β	indice identifiant la deuxième des deux phases
γ	taux de cisaillement
Γ	coefficient de diffusion générale de l'équation (26)
$\Delta P/L$	gradient de pression
ε	taux de dissipation de la turbulence
ε_a	taux de dissipation de la turbulence à l'alimentation

ε_l	taux de dissipation de la turbulence du liquide
ζ	viscosité de volume
μ	viscosité moléculaire
μ_l	viscosité du liquide
μ_{le}	viscosité efficace du liquide
μ_{lt}	viscosité turbulente du liquide
μ_m	viscosité du mélange
ρ_b	densité de la boue
ρ_l	densité du liquide
ρ_s	densité du solide
σ	tenseur de contrainte
τ_y	contrainte seuil de cisaillement
ϕ	quantité générale transportée de l'équation (26)
ψ	flux massique dans l'équation (14)
ψ	fonction limitant le flux dans l'équation (46)

LISTE DES FIGURES

- Figure 1 : Séparateur solide/liquide schématisé.
- Figure 2 : Classification des méthodes de séparation solide/liquide.
- Figure 3 : Agglomération sous l'action de flocculant.
- Figure 4 : Comparaison du coefficient de traînée selon Schiller et Nauman (1933), Ishii et Zuber (1979), et Ihme et al. (1972).
- Figure 5 : Comparaison des vitesses de sédimentation freinée, à bas nombre de Reynolds, selon Richardson-Zaki (1954), Ishii et Zuber (1979), Ergun (1952) et Gidaspow (1994).
- Figure 6 : Classification des types de sédimentation (Pearse, 1977).
- Figure 7 : Courbes de sédimentation en cylindre (Pearse, 1977).
- Figure 8 : Sédimentation en cylindre (Pearse, 1977).
- Figure 9 : Régions d'un décanteur idéal, selon Coe et Clevenger (Pearse, 1977).
- Figure 10 : Volume de contrôle en deux dimensions.
- Figure 11 : Sédimentation en cylindre pour trois dosages de flocculant, à une concentration en solide de 27 kg/m^3 .
- Figure 12 : Sédimentation en cylindre pour trois dosages de flocculant, à une concentration en solide de 53 kg/m^3 .
- Figure 13 : Sédimentation en cylindre pour trois dosages de flocculant, à une concentration en solide de 82 kg/m^3 .

- Figure 14 : Schéma du C-Floc.
- Figure 15 : Champ de vitesse du solide dans le cylindre, après 1 seconde.
- Figure 16 : Champ de vitesse du solide dans le cylindre, après 10 secondes.
- Figure 17 : Profil de fraction volumique de solide dans le cylindre, après 2 secondes.
- Figure 18 : Profil de fraction volumique de solide dans le cylindre, après 10 secondes.
- Figure 19 : Profil de fraction volumique de solide dans le cylindre, après 30 secondes.
- Figure 20 : Profil de fraction volumique de solide dans le cylindre, après 35 secondes.
- Figure 21 : Champ de vitesse du solide dans le cylindre, après 10 secondes, avec un maillage plus fin.
- Figure 22 : Profil de fraction volumique de solide dans le cylindre, après 10 secondes, avec un maillage plus fin.
- Figure 23 : Comparaison des positions de l'interface mesurées et simulées lors de la sédimentation en cylindre à 27 kg/m^3 avec trois dosages de floculant.
- Figure 24 : Comparaison des positions de l'interface mesurées et simulées lors de la sédimentation en cylindre à 53 kg/m^3 avec trois dosages de floculant.
- Figure 25 : Comparaison des positions de l'interface mesurées et simulées lors de la sédimentation en cylindre à 82 kg/m^3 avec trois dosages de floculant.
- Figure 26 : Comparaison des vitesses de sédimentation mesurées et simulées lors de la sédimentation en cylindre.
- Figure 27 : Résultats de simulations démontrant l'effet de la concentration en solide sur la vitesse de sédimentation, pour trois dosages de floculant.

- Figure 28 : Résultats de simulations démontrant l'effet du dosage de flocculant sur la vitesse de sédimentation, pour trois concentrations de solide.
- Figure 29 : Maillage du C-Floc.
- Figure 30 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base du C-Floc.
- Figure 31 : Champ de vitesse de la phase solide pour la simulation du cas de base du C-Floc.
- Figure 32 : Concentration en solide pour la simulation du cas de base du C-Floc.
- Figure 33 : Concentration en solide pour la simulation du cas de base du C-Floc; échelle agrandie.
- Figure 34 : Viscosité efficace de la phase liquide pour la simulation du cas de base du C-Floc.
- Figure 35 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base du C-Floc, vu du dessus à la hauteur de la surverse.
- Figure 36 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base du C-Floc avec un maillage plus fin.
- Figure 37 : Concentration en solide pour la simulation du cas de base du C-Floc avec un maillage plus fin.
- Figure 38 : Concentration en solide pour la simulation du cas de base du C-Floc, à un temps plus grand.

- Figure 39 : Comparaison entre les concentrations en solide à la sousverse mesurées et simulées pour le C-Floc à trois débits d'alimentation.
- Figure 40 : Comparaison entre les hauteurs d'interface mesurées et simulées pour le C-Floc à trois débits d'alimentation.
- Figure 41 : Simulation de l'effet du débit de sousverse sur la position de l'interface dans le C-Floc.
- Figure 42 : Simulation de l'effet du débit de sousverse sur la concentration en solide à la sousverse dans le C-Floc.
- Figure 43 : Simulation de l'effet du diamètre du solide sur la hauteur de l'interface dans le C-Floc, pour trois concentrations de solide à l'alimentation.
- Figure 44 : Simulation de l'effet de la concentration de solide à l'alimentation sur la position de l'interface dans le C-Floc.
- Figure 45 : Simulation de l'effet de la concentration de solide à l'alimentation sur la concentration de solide à la sousverse dans le C-Floc.
- Figure 46 : Maillage de l'épaisseur Bopile.
- Figure 47 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=0$ m.
- Figure 48 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=-1,25$ m.
- Figure 49 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=0$ m, dans la région du puits d'alimentation.

- Figure 50 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=-1,25$ m, dans la région du puits d'alimentation.
- Figure 51 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, vu du dessus du réservoir à la hauteur de la surverse.
- Figure 52 : Concentration en solide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=0$ m.
- Figure 53 : Concentration en solide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=-1,25$ m.
- Figure 54 : Viscosité de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=-1,25$ m.
- Figure 55 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=0$ m, dans la région du puits d'alimentation, avec un maillage plus fin.
- Figure 56 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=-1,25$ m, dans la région du puits d'alimentation, avec un maillage plus fin.
- Figure 57 : Évolution de la position de l'interface de boue dans le temps, pour la simulation du cas de base de Bopile.
- Figure 58 : Variation de la position de l'interface de boue selon le diamètre des particules de solide, pour les simulations de Bopile.

- Figure 59 : Variation de la concentration moyenne de solide dans le puits selon le diamètre des particules de solide, pour les simulations de Bopile.
- Figure 60 : Distribution du solide dans le puits d'alimentation selon le diamètre des particules de solide, pour les simulations de Bopile.
- Figure 61 : Variation du rapport de recirculation liquide selon le diamètre des particules de solide, pour les simulations de Bopile.
- Figure 62 : Variation du rapport de dilution solide selon le diamètre des particules de solide, pour les simulations de Bopile.
- Figure 63 : Variation de la fraction du volume du puits d'alimentation à taux de cisaillement élevé selon le diamètre des particules de solide, pour les simulations de Bopile.
- Figure 64 : Variation du rapport de recirculation liquide en fonction de la vitesse de sédimentation libre des particules, pour les simulations de Bopile.
- Figure 65 : Variation de la position de l'interface de boue selon le débit de sousverse, pour les simulations de Bopile.
- Figure 66 : Variation de la concentration de solide à la sousverse selon le débit de sousverse, pour les simulations de Bopile.
- Figure 67 : Variation de la vitesse verticale selon le débit de sousverse, pour les simulations de Bopile.
- Figure 68 : Variation de la concentration moyenne de solide dans le puits selon la concentration de solide à l'alimentation, pour les simulations de Bopile.

- Figure 69 : Variation de la vitesse verticale selon la concentration de solide à l'alimentation, pour les simulations de Bopile.
- Figure 70 : Variation du rapport de recirculation liquide selon le débit à l'alimentation, pour les simulations de Bopile.
- Figure 71 : Variation du rapport de dilution solide selon le débit à l'alimentation, pour les simulations de Bopile.
- Figure 72 : Distribution du solide dans le puits d'alimentation selon le débit d'alimentation, pour les simulations de Bopile.
- Figure 73 : Variation de la concentration moyenne de solide dans le puits selon la hauteur du tuyau d'alimentation, pour les simulations de Bopile.
- Figure 74 : Distribution du solide dans le puits d'alimentation selon la hauteur du tuyau d'alimentation, pour les simulations de Bopile.
- Figure 75 : Variation de la position de l'interface de boue selon la largeur de l'anneau, pour les simulations de Bopile.
- Figure 76 : Variation de la position de l'interface de boue selon le rayon du puits d'alimentation, pour les simulations de Bopile.
- Figure 77 : Variation de la concentration moyenne de solide dans le puits selon le rayon du puits d'alimentation, pour les simulations de Bopile.
- Figure 78 : Variation du rapport de dilution solide selon la hauteur du puits d'alimentation, pour les simulations de Bopile.

- Figure 79 : Variation de la vitesse verticale selon le rayon de l'épaisseur, pour les simulations de Bopile.
- Figure 80 : Variation de la concentration moyenne de solide dans le puits selon le rayon de l'épaisseur, pour les simulations de Bopile.
- Figure 81 : Variation de la position de l'interface de boue selon la hauteur de l'épaisseur, pour les simulations de Bopile.
- Figure 82 : Variation relative de la position de l'interface de boue pour une variation de -50% à +50% de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.
- Figure 83 : Variation relative du rapport de recirculation liquide pour une variation de -50% à +50% de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.
- Figure 84 : Variation relative de la concentration moyenne de solide dans le puits d'alimentation pour une variation de -50% à +50% de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.
- Figure 85 : Variation relative du rapport de dilution solide dans le puits d'alimentation pour une variation de -50% à +50% de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.
- Figure 86 : Variation relative du taux moyen de cisaillement dans le puits d'alimentation pour une variation de -50% à +50% de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.

- Figure 87 : Variation relative de la fraction du volume du puits d'alimentation dont le taux de cisaillement est supérieur à 2 s^{-1} , pour une variation de -50% à $+50\%$ de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.
- Figure 88 : Variation relative de la vitesse verticale dans l'épaisseur pour une variation de -50% à $+50\%$ de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.
- Figure 89 : Variation relative du temps de résidence dans le puits d'alimentation pour une variation de -50% à $+50\%$ de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.
- Figure 90 : Variation du rapport de dilution solide selon le temps de résidence dans le puits d'alimentation, pour les simulations de Bopile.
- Figure 91 : Variation du rapport de recirculation liquide selon une combinaison de variables, pour les simulations de Bopile.
- Figure A1 : Schéma de principe du procédé Bayer.
- Figure A2 : Distribution granulométrique typique de la boue rouge de Vaudreuil.
- Figure A3 : Constante de cisaillement pour la boue rouge de Vaudreuil.
- Figure A4 : Indices de consistance et d'écoulement du modèle de Herschel-Bulkley pour la boue rouge de Vaudreuil.
- Figure A5 : Diamètre des agglomérats de boue rouge en fonction du dosage de flocculant.

LISTE DES TABLEAUX

- Tableau 1 : Propriétés physiques de la liqueur Bayer au dernier stade de lavage de la boue rouge.
- Tableau 2 : Propriétés physiques de la boue rouge non floculée.
- Tableau 3 : Propriétés physiques des agglomérats de boue floculée, au dernier stade de lavage de la boue rouge.
- Tableau 4 : Principaux modes d'interpolation des variables aux faces des volumes de contrôle.
- Tableau 5 : Paramètres expérimentaux pour la sédimentation en cylindre.
- Tableau 6 : Position de l'interface lors de la sédimentation expérimentale en cylindre à une concentration en solide de 27 kg/m^3 avec trois dosages de floculant.
- Tableau 7 : Position de l'interface lors de la sédimentation expérimentale en cylindre à une concentration en solide de 53 kg/m^3 avec trois dosages de floculant.
- Tableau 8 : Position de l'interface lors de la sédimentation expérimentale en cylindre à une concentration en solide de 82 kg/m^3 avec trois dosages de floculant.
- Tableau 9 : Paramètres expérimentaux pour la sédimentation avec le C-Floc.
- Tableau 10 : Paramètres fixés et variables mesurées lors des essais de sédimentation avec le C-Floc.
- Tableau 11 : Paramètres de la simulation de la sédimentation en cylindre.

- Tableau 12 : Paramètres utilisés pour la simulation du cas de base de la sédimentation en cylindre.
- Tableau 13 : Position de l'interface lors de la simulation de la sédimentation en cylindre à une concentration en solide de 26 kg/m^3 avec trois dosages de flocculant.
- Tableau 14 : Position de l'interface lors de la simulation de la sédimentation en cylindre à une concentration en solide de 53 kg/m^3 avec trois dosages de flocculant.
- Tableau 15 : Position de l'interface lors de la simulation de la sédimentation en cylindre à une concentration en solide de 82 kg/m^3 avec trois dosages de flocculant.
- Tableau 16 : Vitesses de sédimentation expérimentales et simulées lors de la sédimentation en cylindre pour trois concentrations de solide à trois dosages de flocculant.
- Tableau 17 : Propriétés des phases pour les simulations du C-Floc.
- Tableau 18 : Estimation du temps d'atteinte de l'état stationnaire pour la sédimentation avec le C-Floc.
- Tableau 19 : Paramètres pour la simulation du cas de base du C-Floc.
- Tableau 20 : Résultats de simulations servant à valider les mesures expérimentales avec le C-Floc.
- Tableau 21 : Résultats des simulations du C-Floc pour l'étude paramétrique.
- Tableau 22 : Comparaison entre la vitesse de sédimentation et la vitesse ascensionnelle dans le C-Floc.
- Tableau 23 : Propriétés des phases pour les simulations de Bopile.

- Tableau 24 : Paramètres géométriques de Bopile.
- Tableau 25 : Paramètres pour la simulation du cas de base de Bopile.
- Tableau 26 : Paramètres calculés pour le cas de base de Bopile.
- Tableau 27 : Résultats des simulations caractérisant l'effet du diamètre des particules sur la performance de Bopile.
- Tableau 28 : Résultats des simulations caractérisant l'effet du débit de sousverse sur la performance de Bopile.
- Tableau 29 : Résultats des simulations caractérisant l'effet de la concentration en solide à l'alimentation sur la performance de Bopile.
- Tableau 30 : Résultats des simulations caractérisant l'effet du débit d'alimentation sur la performance de Bopile.
- Tableau 31 : Résultats des simulations caractérisant l'effet de la vitesse d'alimentation sur la performance de Bopile.
- Tableau 32 : Résultats des simulations caractérisant l'effet de la hauteur du tuyau d'alimentation sur la performance de Bopile.
- Tableau 33 : Résultats des simulations caractérisant l'effet de la hauteur de l'anneau sur la performance de Bopile.
- Tableau 34 : Résultats des simulations caractérisant l'effet de la largeur de l'anneau sur la performance de Bopile.
- Tableau 35 : Résultats des simulations caractérisant l'effet du rayon du puits d'alimentation sur la performance de Bopile.

- Tableau 36 : Résultats des simulations caractérisant l'effet de la hauteur du puits d'alimentation sur la performance de Bopile.
- Tableau 37 : Résultats des simulations caractérisant l'effet du rayon de l'épaisseur sur la performance de Bopile.
- Tableau 38 : Résultats des simulations caractérisant l'effet de la hauteur de l'épaisseur sur la performance de Bopile.
- Tableau 39 : Sommaire des variations relatives des paramètres-clé pour une variation de – 50% et de +50% de chaque variable, pour Bopile.
- Tableau A1 : Composition chimique typique de la boue rouge.
- Tableau A2 : Paramètres rhéologiques en fonction de la concentration en solide de la boue rouge de Vaudreuil.
- Tableau A3 : Analyse de la taille et de la densité des agglomérats de boue rouge par analyse d'image.

LISTE DES ANNEXES

- Annexe 1 : Procédé Bayer.
- Annexe 2 : Boue rouge.
- Annexe 3 : Agglomérats de boue rouge.
- Annexe 4 : Fichiers pour la simulation de la décantation en cylindre.
- Annexe 5 : Fichiers pour la simulation de la décantation dans le C-Floc.
- Annexe 6 : Fichiers pour la simulation de la décantation de Bopile.

CHAPITRE 1

INTRODUCTION

La décantation de la boue rouge est une des étapes-clé du procédé Bayer de production d'alumine. Elle consiste en la séparation des phases solides et liquides d'une pulpe de bauxite digérée. La séparation se fait dans de grands réservoirs sous l'action de la gravité. L'efficacité de la séparation détermine la qualité de la liqueur Bayer ainsi que le degré de lavage de la boue nécessaire. Les conditions de haute température et le caractère corrosif des liqueurs Bayer rendent difficiles les mesures dans les réservoirs. De plus, le grand volume de ces derniers et les longs temps caractéristiques de réaction contribuent aussi à cette difficulté.

La section suivante décrit plus en détails le procédé Bayer. Par la suite, la séparation solide/liquide est abordée. Finalement, la problématique est présentée ainsi que la méthodologie choisie.

1.1. PROCÉDÉ BAYER

Le procédé hydrométallurgique d'affinage de la bauxite visant à produire l'alumine est connu sous le nom de procédé Bayer et est décrit plus en détails à l'annexe 1. Il consiste en l'attaque chimique de la bauxite dans une solution aqueuse de soude caustique.

La température typique de la réaction varie de 130 °C à 280 °C dépendant de la nature des phases minéralogiques présentes dans la bauxite. Cette réaction se fait donc sous pression. Après la digestion, la pulpe d'extraction est ramenée à la pression atmosphérique en passant au travers de plusieurs réservoirs de détente. La partie insoluble de la bauxite, la boue rouge, doit être séparée de la liqueur enrichie en alumine dissoute. Les équipements de séparation solide/liquide, appelés décanteurs, sont utilisés à cette fin. La liqueur débarrassée des solides sert à alimenter les précipitateurs où l'alumine dissoute est précipitée sous forme d'hydrate d'alumine ($\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$). La calcination de l'hydrate à près de 1 000°C permet d'obtenir l'alumine métallurgique (Al_2O_3). Cette alumine sert de matière première à la production d'aluminium par électrolyse.

1.2. SÉPARATION SOLIDE/LIQUIDE

Le procédé Bayer étant un procédé hydrométallurgique, plusieurs opérations unitaires de séparation solide/liquide sont nécessaires. On retrouve entre autres, la séparation primaire de la boue rouge d'avec la liqueur Bayer riche en alumine, la filtration de cette liqueur Bayer afin d'en extraire toutes les particules de solide, le lavage de la boue rouge, la séparation de l'hydrate d'alumine précipité d'avec la liqueur Bayer usée, le lavage de l'hydrate d'alumine. On s'intéressera ici surtout à la séparation solide/liquide impliquant la boue rouge.

1.2.1. NATURE DE LA BOUE ROUGE

La boue rouge est composée des éléments insolubles de la bauxite et des produits précipités lors de la digestion de cette dernière. Sa composition chimique dépend de

chaque bauxite et des conditions données de digestion. L'annexe 2 présente la composition typique d'une boue rouge issue du traitement des bauxites australiennes et africaines digérées aux conditions de l'usine Vaudreuil d'Alcan.

La distribution granulométrique de la boue est aussi présentée à l'annexe 2. On remarque que la boue est très fine. Le diamètre médian est $2,7 \times 10^{-6}$ m. Cette fine granulométrie est caractéristique de la digestion des bauxites par le procédé Bayer et dépend des phases minéralogiques des minéraux en présence. Encore une fois, la nature précise de la bauxite et les conditions de digestion influencent la granulométrie finale de la boue.

1.2.2. APPLICABILITÉ DES TECHNIQUES PAR RAPPORT AUX CARACTÉRISTIQUES DES SOLIDES

La séparation solide/liquide doit se faire en respectant certaines contraintes quant à la nature des solides et liquides en présence ainsi que les contraintes imposées par les conditions de procédé. Ainsi, la liqueur Bayer issue de la digestion est très riche en alumine dissoute et est chimiquement instable. En fait, elle est sursaturée par rapport à la solubilité de l'alumine. Cet équilibre métastable est temporaire et l'alumine a une grande tendance à précipiter. Une baisse de température, des délais et la présence de surfaces aptes à cristalliser l'hydrate d'alumine influencent le degré de précipitation incontrôlée. De plus, la fine granulométrie de la boue et les densités de cette dernière et de la liqueur Bayer influencent le choix des méthodes de séparation solide/liquide.

Comme son nom l'indique, la séparation solide/liquide signifie la séparation de deux phases, solide et liquide, à partir d'une suspension. Cette opération est utilisée dans de nombreux procédés avec les objectifs généraux suivants :

- récupérer un solide de valeur (le liquide est rejeté);
- récupérer un liquide de valeur (le solide est rejeté);
- récupérer le solide et le liquide.

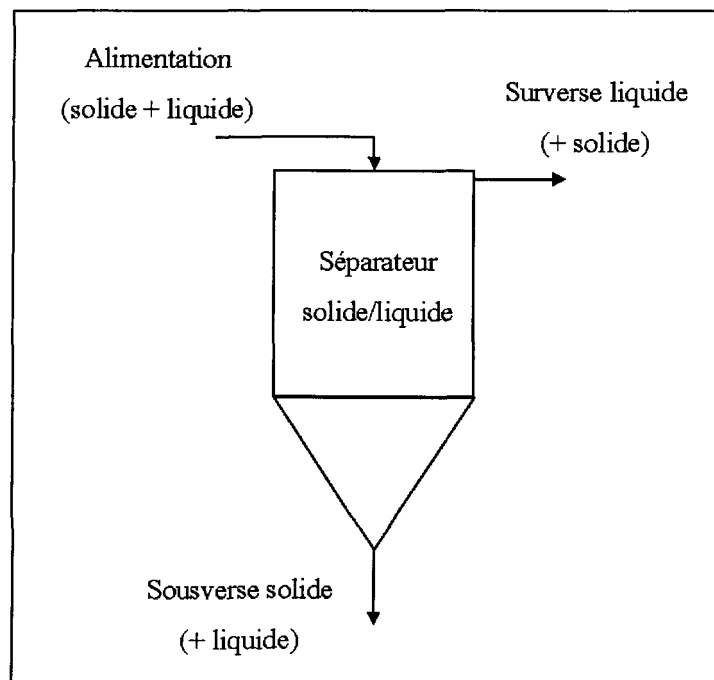


Figure 1: Séparateur solide/liquide schématisé.

Un système parfait de séparation solide/liquide effectuerait une séparation complète des deux phases à partir de la suspension et résulterait en un écoulement de solide sec et un écoulement de liquide pur. Dans la pratique, ce n'est jamais le cas et le fonctionnement des systèmes réels est illustré à la figure 1, tirée de Svarovsky (1990). On voit que l'écoulement de solide n'est pas totalement sec et que l'écoulement de liquide est

contaminé par du solide. Le degré d'imperfection de la séparation est caractérisé par la quantité de solide présente dans l'écoulement liquide ou par le pourcentage de la masse de solide sec présente dans l'écoulement solide.

Les méthodes de séparation solide/liquide sont classifiées selon le principe impliqué dans la séparation. La figure 2, tirée de Svarovsky (1990) illustrent cette classification. Si le mouvement du liquide est restreint alors que le solide est libre de se déplacer, on parle de sédimentation et de flottation. Pour avoir sédimentation, une différence de densité entre le liquide et le solide est nécessaire. Si le mouvement du solide est restreint par un médium et que le liquide peut se déplacer, on parle de filtration et de tamisage. Il n'est alors pas nécessaire d'avoir une différence de densité entre les deux phases.

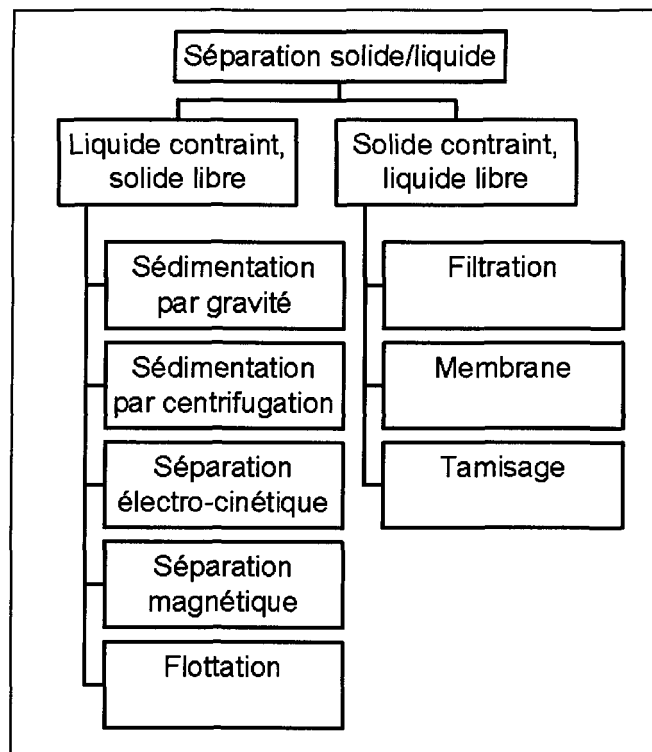


Figure 2: Classification des méthodes de séparation solide/liquide.

En considérant les quantités élevées de matériel à séparer, la séparation solide/liquide basée sur la sédimentation par gravité, la décantation, est souvent l'opération la plus économique à installer et à opérer. C'est aussi une des méthodes les plus fréquemment utilisées dans l'industrie Bayer pour la séparation de la boue rouge.

La décantation se fait sous l'action de la gravité dans de très grands réservoirs à l'aide d'additifs chimiques (floculants) favorisant l'agglomération des fines particules de boue rouge et leur sédimentation subséquente. La décantation primaire et le circuit de lavage de la boue sont deux applications de la séparation solide/liquide mettant en jeu les mêmes principes mais dont la finalité est légèrement différente.

1.2.3. DÉCANTATION PRIMAIRE

La décantation primaire est l'étape par laquelle la pulpe d'extraction est séparée de la liqueur enrichie en alumine. Cette séparation se fait à une température proche de celle du point d'ébullition de la solution de soude caustique (103 à 108 °C). La finalité de cette opération est d'obtenir une liqueur la plus claire possible, c'est-à-dire contenant le moins de particules solides possible. On cherche aussi à y minimiser la précipitation d'hydrate d'alumine qui résulte en perte de productivité puisque l'hydrate ainsi précipité est perdu avec la boue rouge.

1.2.4. CIRCUIT DE LAVAGE DE LA BOUE

Les laveurs de boue sont aussi des séparateurs solide/liquide par gravité mais leur objectif d'opération est de faire le lavage de la boue rouge afin de récupérer la soude

caustique et l'alumine contenues dans la liqueur accompagnant la boue. La boue rouge étant disposée dans un site prévu à cet effet en fin de circuit, l'impact sur l'environnement est minimisé lorsque la boue est bien lavée. De plus, la productivité de l'usine et les pertes de soude caustique sont directement affectées par l'efficacité de lavage de la boue. Un bon lavage diminue la consommation de soude caustique et augmente le niveau de productivité d'alumine.

1.3. PROBLÉMATIQUE

La décantation primaire et le lavage de la boue sont des opérations unitaires très semblables. Des principes physiques communs gouvernent leur opération. Les conditions données d'opération telles la concentration en solide, les débits, le dosage de flocculant, déterminent leur finalité précise. Les réservoirs utilisés pour ces opérations sont appelés décanteurs, laveurs ou épaisseurs. L'objectif général est de faire la séparation entre la phase solide et celle liquide à partir d'une suspension de départ où les deux phases sont présentes. On veut contrôler la qualité de la surverse et obtenir une sousverse la plus dense possible tout en étant capable de pomper cette boue concentrée en solide. Le tout doit se faire avec sécurité considérant la haute température et la concentration en soude caustique corrosive des solutions.

La bonne conception et l'opération efficace des équipements de décantation sont très importantes pour l'exploitation économique du procédé Bayer. Puisque tout le débit de l'usine doit être traité par les équipements de décantation, la performance de ceux-ci a de nombreux impacts sur plusieurs aspects des opérations.

1.3.1. IMPACTS

Ainsi, la clarté de la liqueur de surverse détermine l'ampleur des besoins de filtration de cette liqueur. Si la clarté est mauvaise, de nombreux filtres seront nécessaires afin de réduire la teneur en solide de la liqueur devant être envoyée à la précipitation. Toute impureté solide présente contaminera l'hydrate d'alumine précipité. À la limite, le dépassement de la capacité de filtration forcera une diminution du débit de l'usine, entraînant une perte de production.

Toute précipitation d'hydrate d'alumine dans le circuit de décantation primaire et de lavage de boue constitue une perte nette de productivité à la précipitation. Une telle précipitation résulte en la formation de tartre d'hydrate alumine et de boue rouge sur les parois des réservoirs, dans les tuyaux et sur tous les appareillages internes. Il en résulte ainsi des besoins supplémentaires d'entretien de ces équipements.

La floculation de la boue rouge sera discutée en détails plus loin. On peut tout de même mentionner qu'une floculation non optimale résulte en des coûts en capital et en opération plus élevés causés par l'ajout d'étapes de lavage supplémentaires pour compenser la floculation inefficace. De plus, une floculation inefficace peut résulter en une surdose de flocculant ayant un impact négatif en aval du procédé, soit en filtration ou précipitation.

La boue rouge étant générée en quantité importante et entreposée dans un site de disposition extérieur, l'impact sur l'environnement est minimisé si le lavage de la boue est très efficace. De plus, le volume de boue à entreposer est relié à la quantité de liquide

présente. La vie du site de disposition et les techniques d'empilage de la boue sont aussi influencées.

1.3.2. DIFFICULTÉ À FAIRE LES MESURES

Pour bien concevoir et opérer les équipements de décantation, il faut pouvoir caractériser leur fonctionnement. Les conditions de haute température et le caractère corrosif des solutions de soude caustique rendent difficiles les campagnes de mesure et d'échantillonnage dans les décanteurs. De plus, le grand volume des équipements et les longs temps caractéristiques de réaction rendent presque impossibles l'établissement de corrélations empiriques précises. La difficulté de bien contrôler toutes les variables de procédés à des niveaux stables durant de longues périodes est aussi considérable. Ceci est aussi dû à la variabilité de l'approvisionnement de la bauxite. Ces variations de bauxite modifient parfois les caractéristiques des pulpes de boue rouge et affectent sa floculation et sa sédimentation.

1.3.3. BESOIN DE LA DESCRIPTION COMPLÈTE DANS LE DÉCANTEUR

La diversité de géométrie des décanteurs et les performances variées qui y sont associées indiquent l'importance de bien caractériser les écoulements dans le décanteur entier et dans ses équipements internes. Une telle description détaillée peut permettre l'optimisation globale du décanteur. Par exemple, la performance du puits d'alimentation

peut limiter l'opération du décanteur. Il est donc essentiel d'en tenir compte pour bien décrire l'opération du décanteur.

1.4. MÉTHODOLOGIE

L'importance de la décantation couplée à la difficulté de faire des mesures expérimentales en usine justifient le développement d'un modèle mathématique décrivant l'opération d'un décanteur. Un tel modèle peut servir à optimiser l'opération des décanteurs existants et à concevoir des décanteurs plus efficaces.

La méthodologie consiste, tout d'abord, en l'établissement et la validation de sous-modèles appropriés de la décantation en laboratoire. La décantation en fournée (essai en cylindre) et en continu (essai avec le C-Floc⁽¹⁾) est considérée. Par la suite, le travail consiste en l'élaboration d'un modèle complet d'un décanteur d'usine (épaississeur Bopile⁽²⁾). Il sera ensuite possible d'utiliser ce modèle afin de réaliser une étude paramétrique d'un décanteur d'usine et de tirer des conclusions quant aux variables importantes affectant l'opération.

Le chapitre 2 présente les concepts physiques de la décantation tels la floculation, la sédimentation et le compactage. Les propriétés des substances en présence sont aussi décrites. Par la suite, les équations de base du décanteur sont présentées au chapitre 3. Le chapitre suivant décrit la méthodologie numérique de solution de ces équations.

- (1) Le C-Floc est un décanteur miniature développé par Alcan. Il sera décrit en détails à la section 5.2.
- (2) Bopile est le nom donné par Alcan au dernier épaississeur profond du circuit de lavage de la boue de l'usine Vaudreuil.

Le chapitre 5 présente ensuite les résultats expérimentaux des mesures de la décantation de la boue rouge effectuées en laboratoire. La simulation mathématique de la décantation est discutée au chapitre 6 alors que l'étude paramétrique de la décantation à l'échelle industrielle est présentée au chapitre 7. Finalement, la conclusion constitue le chapitre 8. Quelques détails sur le procédé Bayer, la boue rouge et les agglomérats de boue floculée sont présentés aux annexes 1, 2 et 3. Les fichiers pour les simulations sont présentés aux annexes 4, 5 et 6.

CHAPITRE 2

CONCEPTS PHYSIQUES DE LA DÉCANTATION

Quoique simple en apparence, la décantation n'en fait pas moins intervenir plusieurs concepts physiques afin de s'accomplir. Les concepts de floculation, sédimentation, compactage sont mis en jeu et sont décrits plus loin. Finalement, les propriétés physiques des fluides en présence seront énoncées.

2.1. FLOCCULATION

Les particules de boue rouge issues de l'attaque chimique de la bauxite sont de très petites tailles (10^{-6} m) (Nguyen et Boger, 1986). Ainsi, leur vitesse de sédimentation est très faible. Par exemple, la vitesse de Stokes (v_s) pour des sphères de cette taille et de densité de $3\,000\text{ kg/m}^3$ sédimentant dans l'eau, donnée par l'équation (2) montrée plus loin, vaut $1,1 \times 10^{-6}$ m/s. La hauteur typique d'un décanteur étant de l'ordre de 5 m, il faudrait plus de 50 jours pour qu'une particule atteigne le fond du décanteur. Une si faible vitesse de sédimentation indique clairement l'impossibilité d'utiliser la sédimentation par gravité sans traiter les particules afin d'augmenter leur vitesse de sédimentation. Ce traitement vise à favoriser la floculation des particules. La floculation consiste en l'agglomération de fines particules de boue rouge en suspension dans la liqueur Bayer. Les agglomérats ainsi

formés sédimentent plus vite que les particules individuelles. Cette agglomération se fait grâce à l'action d'un flocculant. Le flocculant consiste en un polymère à haut poids moléculaire (Gregory, 1993; Krishnan et Attia, 1988). Ces molécules peuvent avoir un poids moléculaire de 10^6 ou plus. Elles peuvent être naturelles ou synthétiques. À cause de leurs longues chaînes, ces molécules peuvent s'adsorber sur plusieurs particules à la fois et amener ainsi la formation d'agglomérats de particules. La figure 3 tirée de Gregory (1993) illustre la cinétique de floculation. Elle est constituée de cinq étapes : 1) mélange du flocculant dans la solution contenant les particules ; 2) adsorption du flocculant aux particules ; 3) re-conformation des chaînes adsorbées ; 4) collisions entre les particules ayant des chaînes adsorbées et formation d'agglomérats ; 5) bris des agglomérats. La floculation de la boue rouge est très rapide. Les étapes décrites ci-haut s'accomplissent en quelques secondes seulement.

Les flocculants utilisés pour la boue rouge sont anioniques, c'est-à-dire chargés négativement. Les plus courants sont formés à partir d'acrylate de sodium et d'acrylamide (Richardson et Connelly, 1988). Les proportions relatives de ces deux composés permettent de choisir le degré d'anionicité du polymère (100%-50% anionique) et déterminent son efficacité à flocculer la boue dans une solution plus ou moins concentrée en ions sodium (Na^+). Généralement, plus la solution est concentrée en ions sodium, plus l'anionicité du flocculant doit être grande (Sankey et Schwarz, 1984). Plusieurs manufacturiers se partagent le marché, mais essentiellement, tous leurs produits sont comparables.

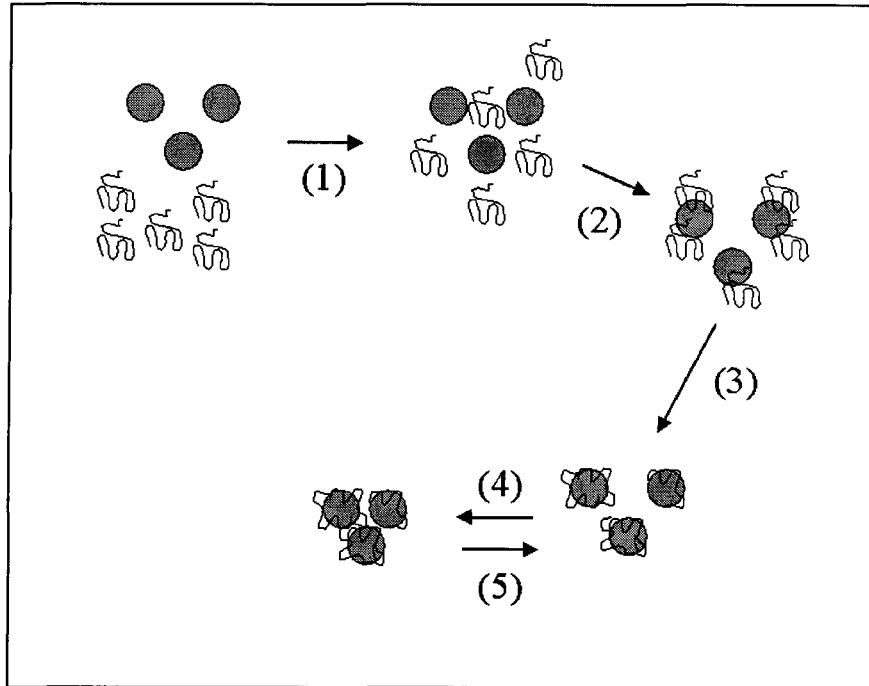


Figure 3: Agglomération sous l'action de flocculant.

2.2. SÉDIMENTATION

La sédimentation consiste en la séparation entre les particules de solide et le liquide. Elle est causée par l'action d'une force de corps, telle la gravité, sur ces particules. Il y a différents régimes de sédimentation qui varient selon le niveau d'interaction entre les particules. Ainsi, si la concentration de solide est faible, il y a peu d'interaction entre les particules et on est en présence de sédimentation libre. Si la concentration de solide est plus grande, la proximité des autres particules influence la sédimentation. On parle alors de sédimentation freinée.

2.2.1. SÉDIMENTATION LIBRE DES AGGLOMÉRATS

La sédimentation libre se traite à partir de l'application de la deuxième loi du mouvement de Newton sur une petite particule immergée dans un liquide infini (Rushton et al., 1996). En utilisant une formulation simplifiée et applicable aux conditions habituelles rencontrées, et en supposant une particule sphérique et flottante soumise à l'action de la gravité, on peut calculer un coefficient de traînée en frottement, C_D :

$$C_D = \frac{24}{Re} \quad (1)$$

valide pour un nombre de Reynolds de particule, $Re = d v \rho_l / \mu_l$ faible ($Re \ll 1$). La solution de l'équation du mouvement nous permet de calculer la vitesse limite de sédimentation ou vitesse de Stokes, v_s , et d'obtenir l'équation suivante :

$$v_s = \frac{g d^2 (\rho_s - \rho_l)}{18 \mu_l} \quad (2)$$

où g est la constante gravitationnelle, d est le diamètre des particules, ρ_s est la densité du solide, ρ_l est la densité du liquide et μ_l est la viscosité du liquide.

D'autres expressions existent pour le coefficient de traînée lorsque le nombre de Reynolds de particule est plus grand. Dans ce cas, la traînée due à la pression et donc perpendiculaire à la surface devient importante elle aussi. Par exemple, la corrélation empirique de Schiller et Nauman (1933) :

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0,15 Re^{0,687}) \quad (3)$$

ou celle de Ishii et Zuber (1979) :

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0,1 Re^{0,75}) \quad (4)$$

ou celle de Ihme et al. (1972) :

$$C_D = \frac{24}{Re} + 5,48 Re^{-0,573} + 0,36 \quad (5)$$

sont toutes trois valides pour un nombre de Reynolds de 0 à 1000 (régime visqueux) et donnent des résultats très semblables tels que montrés à la figure 4.

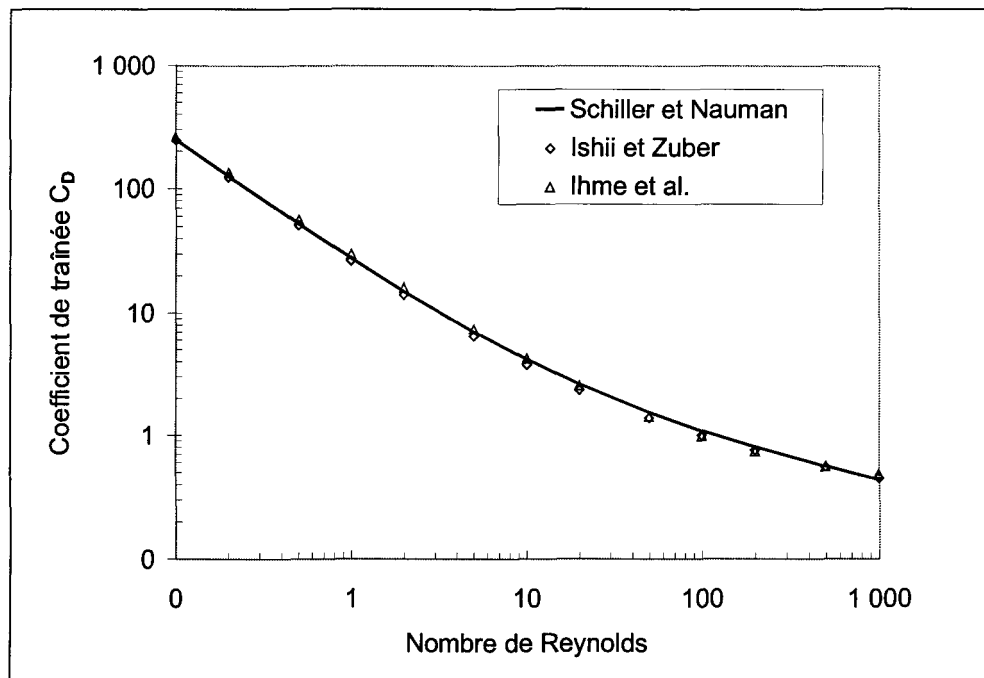


Figure 4 : Comparaison du coefficient de traînée selon Schiller et Nauman (1933), Ishii et Zuber (1979), et Ihme et al. (1972).

La corrélation empirique de Dallavale (Darby, 1996) permet de calculer la vitesse de sédimentation des particules à nombre de Reynolds près de un. On définit le nombre d'Archimède, N_{Ar} et le nombre de Reynolds selon Dallavale Re_D :

$$N_{Ar} = \frac{g d^3 (\rho_s - \rho_l) \rho_l}{\mu_l^2} \quad (6)$$

$$\text{Re}_D = \left[\left(14,42 + 1,827 \sqrt{N_{Ar}} \right)^{0,5} - 3,798 \right]^2 \quad (7)$$

Ces relations permettent de calculer la vitesse de sédimentation à l'aide de la définition du nombre de Reynolds énoncée plus haut.

2.2.2. SÉDIMENTATION FREINÉE DES AGGLOMÉRATS

Lorsque la concentration des particules en suspension augmente, les particules se rapprochent les unes des autres et commencent à s'influencer mutuellement. Le mouvement vertical du fluide déplacé par la chute des particules réduit la vitesse de sédimentation de ces dernières. Généralement, plus la concentration de particules augmente, plus la vitesse de sédimentation est freinée par rapport à la vitesse de Stokes d'une particule unique. Il y a plusieurs façons de traiter le problème. Les deux premières méthodes sont basées sur l'application de facteurs de correction. Les deux autres approches se basent sur la description des lits fluidisés.

La première méthode introduit un facteur de correction à l'équation (2), donnant la vitesse de Stokes, alors que la seconde utilise une viscosité effective de la suspension plus grande que la viscosité du liquide pur. Les deux approches en arrivent à une équation de la forme suivante :

$$v = v_s r_l^2 f(r_l) \quad (8)$$

où v est la vitesse de sédimentation freinée, v_s est la vitesse de Stokes, r_l est la fraction

volumique de liquide et $f(r_l)$ est une fonction de la fraction volumique de liquide et dont la forme exacte dépend de l'approche théorique choisie.

Richardson et Zaki (1954) ont étudié expérimentalement la sédimentation et la fluidisation de particules de verre suspendues dans diverses solutions à différentes concentrations de solide. Leur modèle empirique pour la fonction $f(r_l)$ à bas nombre de Reynolds ($Re < 0,2$) est :

$$f(r_l) = r_l^{2,65} \quad (9)$$

Ishii et Zuber (1979) font un traitement théorique du coefficient de traînée dans un système à plusieurs particules en se basant sur le même traitement pour une seule particule. Ils introduisent ensuite une viscosité du mélange μ_m , qui dépend de sa fraction volumique de solide r_s , de la fraction volumique maximale de solide r_{sm} et de la viscosité du liquide pur μ_l .

$$\mu_m = \mu_l \left(1 - \frac{r_s}{r_{sm}} \right)^{-2,5r_{sm}} \quad (10)$$

En postulant que la forme de l'équation du coefficient de traînée C_D , est la même pour le cas à plusieurs particules que pour celui à une particule, ils obtiennent des équations pour la vitesse de sédimentation selon le régime d'écoulement (Stokes, visqueux et Newton). Par exemple, à bas nombre de Reynolds, on obtient la forme suivante pour la fonction $f(r_l)$:

$$f(r_l) = \left(\frac{r_l - 1 + r_{sm}}{r_{sm}} \right)^{2,5r_{sm}} \quad (11)$$

Gidaspow (1994) a fait beaucoup de travaux théoriques et pratiques sur la fluidisation. Pour tenir compte de l'effet des autres particules, il corrige le coefficient de traînée d'une particule en le multipliant par la fonction suivante :

$$F(r_l) = r_l^{-2,65} \quad (12)$$

et il modifie aussi le calcul du nombre de Reynolds en le multipliant par la fraction volumique de liquide. Son approche est valide jusqu'aux fractions volumiques de solide égales à 0,2.

Une autre approche est fréquemment utilisée pour calculer le coefficient de traînée pour les cas à haute teneur en solide ($r_s > 0,2$). Ergun (1952) a évalué le gradient de pression dans un lit fluidisé. Son équation est valide pour une fraction volumique de solide supérieure à 0,2 et pour tout nombre de Reynolds. En partant de la loi de Hagen-Poiseuille pour l'écoulement dans un tube, et en approximant l'effet des particules de solide par un facteur de friction (Bird et al., 1960) à bas nombre de Reynolds et un autre à haut nombre de Reynolds, il obtient l'équation générale suivante :

$$\frac{\Delta P}{L} \frac{d}{\rho_l v^2} \frac{r_l^3}{r_s} = 150 \frac{\mu_l r_s}{d \rho_l v} + 1,75 \quad (13)$$

où ρ_l et μ_l sont la densité et la viscosité du liquide, $\Delta P/L$ est le gradient de pression, d est le diamètre des particules, v est la vitesse, et r_s et r_l sont les fractions volumiques de solide et de liquide. On peut calculer les coefficients de traînée à partir de cette équation (AEA Technology, 1997).

La figure 5 illustre la vitesse de sédimentation freinée calculée selon les quatre modèles à bas nombre de Reynolds en fonction de la fraction volumique de solide. La fraction volumique maximale est fixée à 0,637 (Barnes et al., 1989). On remarque l'effet très important de réduction de la vitesse de sédimentation avec l'augmentation de la fraction volumique de solide. Les quatre modèles donnent des résultats similaires.

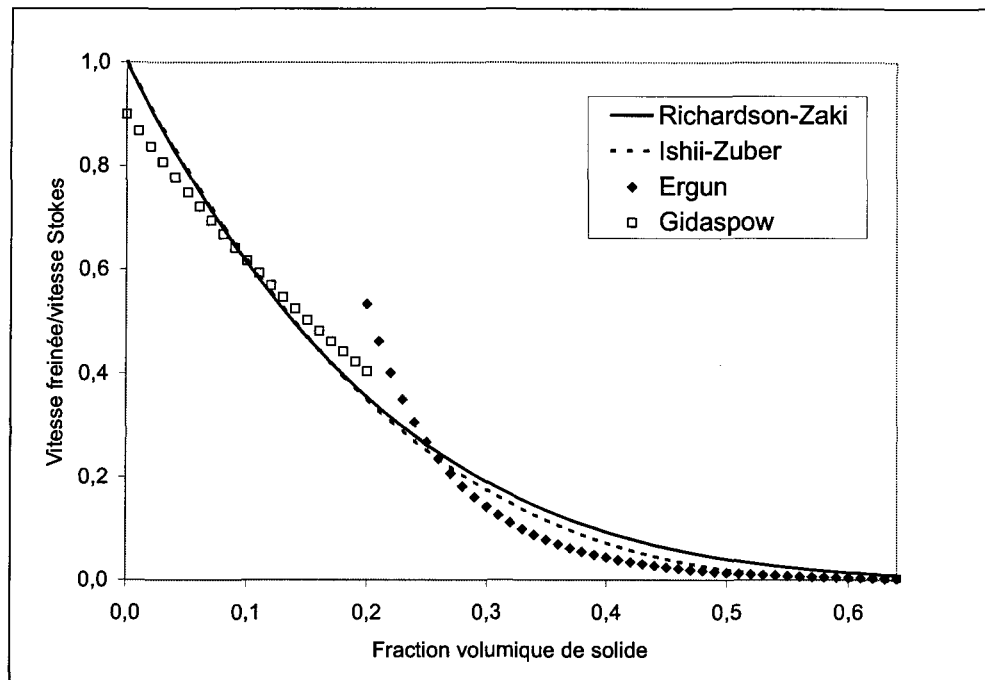


Figure 5: Comparaison des vitesses de sédimentation freinée, à bas nombre de Reynolds, selon Richardson et Zaki (1954), Ishii et Zuber (1979), Ergun (1952) et Gidaspow (1994).

Dans le régime de Stokes et tenant compte de la sédimentation freinée, le coefficient de traînée C_D , se calcule à l'aide de l'équation (1), et en insérant la viscosité donnée par l'équation (10) dans le calcul du nombre de Reynolds.

Dans le régime visqueux ($0 < Re < 1\ 000$) dilué, le coefficient de traînée C_D se calcule à l'aide des équations (3), (4) ou (5), et en insérant la viscosité, donnée par

l'équation (10), dans le calcul du nombre de Reynolds. Lorsque la fraction volumique de solide est supérieure à 0,2, on utilise l'équation d'Ergun (AEA Technology, 1997).

2.3. APPROCHE GLOBALE DE LA SÉDIMENTATION

Les concepts décrits plus hauts résultaient d'un traitement mécanique du problème. Ici, nous allons plutôt utiliser une approche globale. On peut classer les types de sédimentation selon le degré d'interaction entre les particules et selon la concentration en solide tel qu'indiqué à la figure 6 (Pearse, 1977). La zone d'opération traditionnelle des décanteurs de boue rouge est aussi indiquée. On observe que les phénomènes de sédimentation, sédimentation en zone et compactage sont importants.

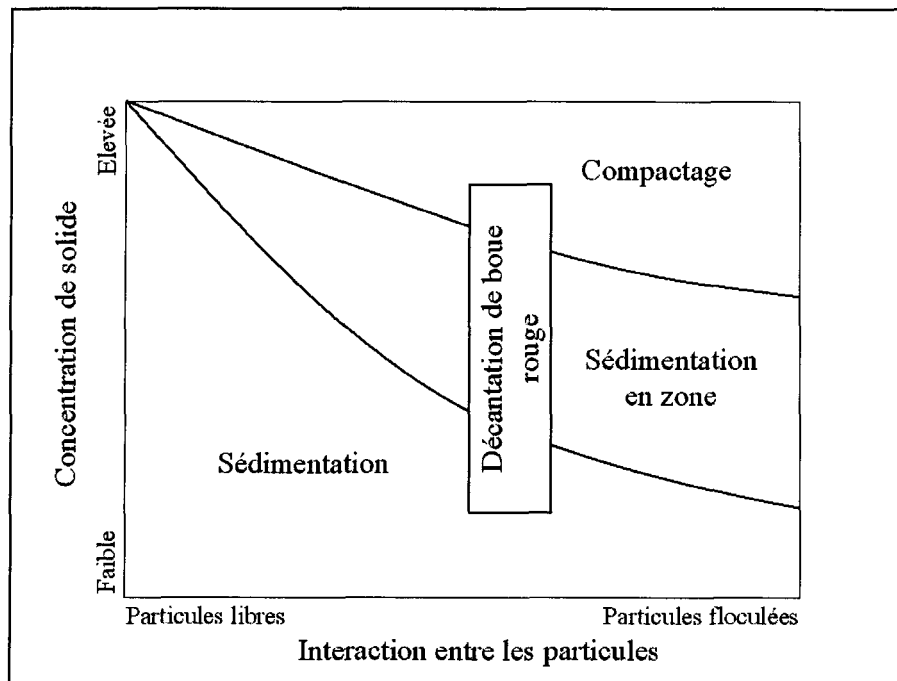


Figure 6: Classification des types de sédimentation (Pearse, 1977).

Le graphique illustrant la position de l'interface de sédimentation en fonction du temps lors d'un essai en cylindre sert à caractériser le comportement en sédimentation d'une suspension (Michaels et Bolger, 1962; Pearse, 1977). La figure 7 illustre ce graphique pour différents types de suspension. Les suspensions diluées (courbe a) sédimentent à vitesse constante jusqu'à présenter un point d'inflexion x avant d'atteindre le point de compactage c. Les suspensions à des concentration intermédiaires (courbe b) présentent parfois un temps d'attente avant de sédimer à vitesse constante jusqu'au point de compactage. Les suspensions concentrées (courbe c) sont souvent en compactage dès le départ et présentent une très faible vitesse de sédimentation. Les suspensions de boue rouge sont généralement du type des courbes a ou b.

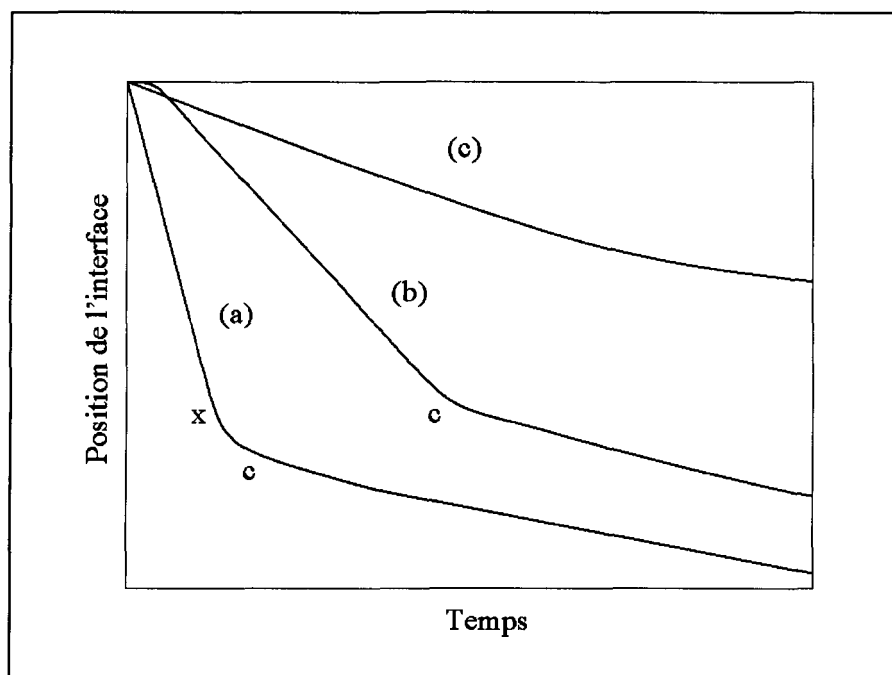


Figure 7: Courbes de sédimentation en cylindre (Pearse, 1977).

Les premières théories de la sédimentation avaient pour objectif de calculer les paramètres de conception des décanteurs. La capacité d'un décanteur s'exprime généralement par sa surface spécifique A . Elle représente la surface de décanteur requise pour sédimenter une masse unitaire de solide par unité de temps. Les unités sont en $m^2/\text{tonne}/\text{jour}$. Pearse (1977) présente les surfaces spécifiques typiques des décanteurs utilisés dans diverses industries.

La surface spécifique d'un décanteur dépend des caractéristiques de la suspension (Pearse, 1977) et de la concentration requise à la sousverse de ce dernier. Les caractéristiques suivantes de la suspension sont importantes :

- distribution granulométrique des particules;
- forme des particules;
- densité des particules;
- densité du liquide;
- viscosité du liquide;
- degré de floculation;
- concentration en solide;
- caractéristiques de mouillage des particules.

La majorité des premières théories expliquant la sédimentation ne sont basées que sur les caractéristiques de la suspension énoncées ci-haut. Ainsi, ces théories ne tiennent pas compte d'autres paramètres importants qui jouent aussi un rôle :

- disposition géométrique de l'alimentation;

- puits d'alimentation;
- injection de flocculant;
- disposition de la sousverse;
- disposition de la surverse;
- râteau.

Les sections suivantes discuteront des théories de sédimentation de suspension typiques. On abordera les théories de sédimentation de zone et de compactage. Par la suite, on verra comment les premiers modèles à une dimension sont élaborés, suivis des modèles à trois dimensions. Finalement, les quelques premiers modèles à trois dimensions tenant aussi compte des autres paramètres géométriques indiqués ci-haut seront discutés.

2.3.1. SÉDIMENTATION EN ZONE

Ce type de comportement est caractérisé par l'apparition d'une ligne de sédimentation entre le surnageant clair et le solide sédimentant. L'interface de sédimentation est nette et bien définie. Tout le solide sédimente à la même vitesse, peu importe la taille des particules ou des agglomérats. La figure 8 illustre la sédimentation d'une suspension dans un cylindre de sédimentation. Pour une suspension idéale, la vitesse de sédimentation de l'interface est une fonction seulement de la concentration locale de solide.

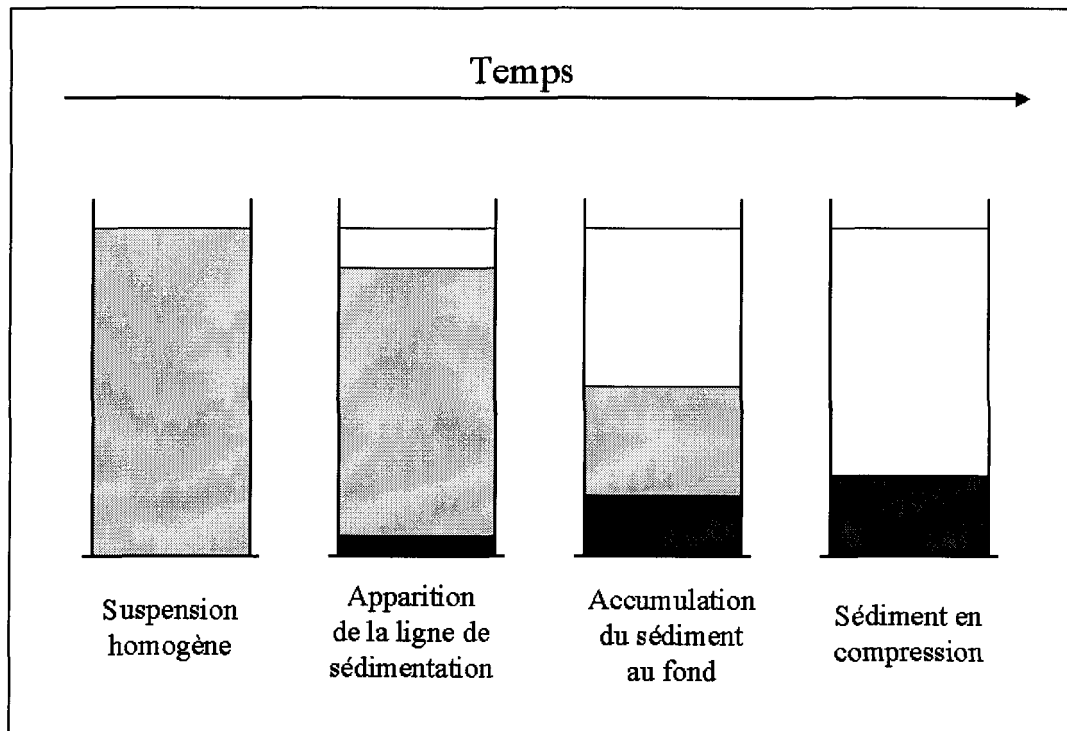


Figure 8: Sédimentation en cylindre (Pearse, 1977).

2.3.2. APPROCHE DE COE ET CLEVINGER

Une des premières méthodes de mesure des caractéristiques de sédimentation de suspension solide/liquide est due aux travaux de Coe et Clevenger (1916). Travaillant à partir de diverses suspensions minières, ils observèrent la présence de deux régimes de sédimentation dépendant de la concentration en solide de départ. En fait, ils postulèrent que la vitesse de sédimentation ne dépendait que de la concentration en solide de la suspension. Ils purent ainsi calculer le flux massique de solide à partir d'un bilan de masse et de la mesure des vitesses de sédimentation et des concentrations en solide à l'alimentation et à la sortie. Ils jetèrent les bases de la méthode expérimentale de réalisation des essais de sédimentation en cylindre à diverses concentrations en solide. À

l'époque, la floculation n'était pas bien contrôlée et seuls quelques additifs chimiques permettaient de favoriser l'agglomération des fines particules de solide. Les vitesses de sédimentation étaient faibles et donc les décanteurs étaient immenses afin de laisser le temps aux agglomérats de sédimenter.

Coe et Clevenger observèrent quatre régions dans un décanteur, telles qu'illustrées à la figure 9, et conclurent que sa capacité est limitée par le flux de la région de sédimentation libre, la région B. En fait, leur théorie n'est valide que pour des suspensions idéales, généralement faiblement floculées où le postulat que la vitesse de sédimentation ne dépend que de la concentration en solide est valide. Chakravarti et Dell (1970) et Dell et Keleghan (1973) ont invalidé ce postulat pour des suspensions plus fortement floculées.

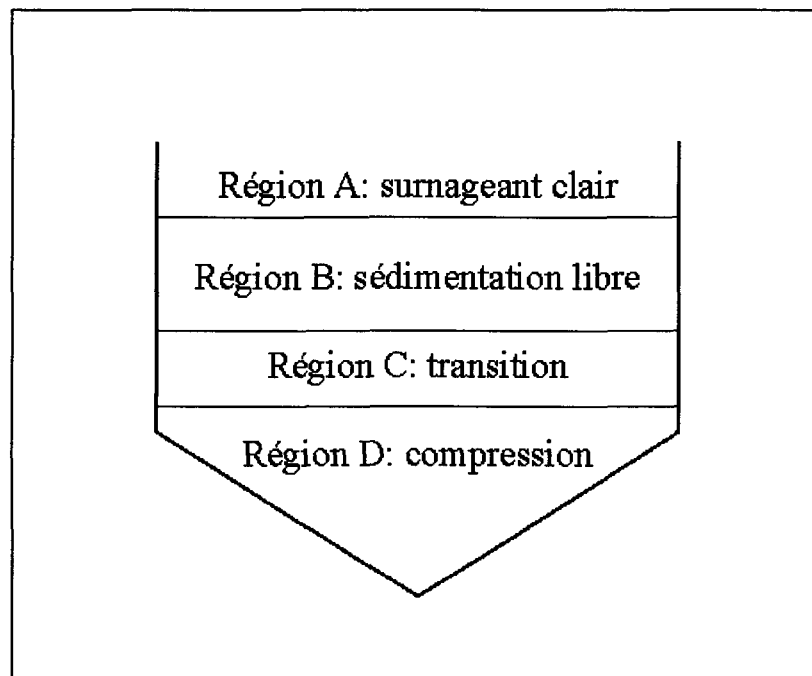


Figure 9: Régions d'un décanteur idéal, selon Coe et Clevenger (Pearse, 1977).

2.3.3. APPROCHE DE KYNCH

Kynch (1952) développa aussi un modèle basé sur la dépendance de la vitesse de sédimentation sur la concentration en solide. Pour ce faire, il étudia des suspensions de particules rigides, sans contact. Il généralisa le concept de la courbe de flux massique des essais de sédimentation en cylindre. Kynch postula que les régions de concentration constante se propagent verticalement vers le haut à partir de la base du cylindre de sédimentation à une vitesse constante. Par des arguments de bilan de masse d'une couche de suspension sédimentant, il arriva à montrer que la vitesse de sédimentation est reliée à la variation de flux avec la concentration dans la même couche :

$$\frac{dH}{dt} = -\frac{\partial \psi}{\partial C} \quad (14)$$

où H est la position d'une région de concentration constante, ψ est le flux massique dans la région et C est la concentration en solide.

Ainsi, les caractéristiques de sédimentation peuvent être analysées à l'aide d'un simple essai de sédimentation en cylindre. Toute une famille de méthodes graphiques d'analyse de la sédimentation a été développée par la suite. Le lecteur est référé à Talmage et Fitch (1955), Hassett (1965), Yoshioka et al. (1957) ainsi qu'au sommaire de Pearse (1977). Ces méthodes ne sont généralement valides que pour des suspensions idéales.

2.3.4. APPROCHE DE FITCH

Fitch (1979, 1993) fait l'analyse des théories de sédimentation. Ses équations traitent le problème à une dimension, selon z . En faisant le bilan des forces en présence, il obtient une équation simple :

$$g(\rho_s - \rho_l)r_s = \frac{\partial \bar{p}}{\partial z} + \frac{\partial p_s}{\partial z} \quad (15)$$

avec l'accélération gravitationnelle g , les densités du solide et du liquide ρ_s et ρ_l , la fraction volumique de solide r_s , le gradient dynamique de la pression $\partial \bar{p} / \partial z$, obtenu en soustrayant la pression hydrostatique, et le gradient de la pression solide $\partial p_s / \partial z$. En négligeant l'effet de certains termes, il explique les différents régimes de sédimentation et les théories qui y sont rattachées.

2.4. COMPACTAGE

À la base d'un décanteur, lorsque la fraction volumique de solide dépasse un certain seuil limite, r_{sp} , les particules interagissent les unes avec les autres pour former un réseau solide dont les propriétés sont différentes de celles des particules individuelles (Pearse, 1977). En particulier, les forces de cohésion de ce réseau lui permettent de supporter certaines contraintes. On définit alors la pression solide, p_s du réseau (Landman et White, 1992). Cette pression dépend bien sûr de la fraction volumique de solide, mais dépend aussi de la grandeur des interactions entre les particules et de la formation et destruction de pores permettant d'évacuer le liquide hors du réseau de solide (Michaels et Bolger, 1962). La pression solide est un terme-clé dans la description du phénomène de compactage des

solides. Sans elle, le compactage se poursuivrait jusqu'à ce que la fraction volumique de solide atteigne l'unité. Pour le moment, il n'y a pas de théorie qui puisse prédire la forme de p_s directement (Bouillard et al. 1989). On se base plutôt sur des modèles empiriques déduits de mesures expérimentales de la variation de la pression avec la hauteur du lit de solide. Par exemple, Adorjan (1976) et França et al. (1999) proposent l'équation suivante :

$$p_s = a \left(\frac{r_s - r_{sp}}{r_{sm} - r_s} \right)^m \quad (16)$$

où a et m sont des constantes empiriques, r_{sp} et r_{sm} , sont respectivement la fraction volumique de solide seuil à laquelle le réseau se forme et la fraction volumique maximale de solide qui peut être atteinte. Landman et White (1992) proposent le modèle empirique suivant :

$$p_s = a \left(\frac{r_s - r_{sp}}{r_{sp}} \right)^m \quad (17)$$

D'autres auteurs tels Bouillard et al. (1989), Shih et al. (1986) et Lyczkowski et Wang (1992) utilisent une autre forme pour la pression solide, dérivée de mesures de fluidisation dans des systèmes de solides et de gaz. Ils définissent le module élastique solide, $G(r_s)$, à partir de la dérivée de la composante normale du tenseur de contrainte, $\partial\sigma/\partial x$:

$$\frac{\partial\sigma}{\partial x} = \frac{d\sigma}{dr_s} \frac{\partial r_s}{\partial x} = G(r_s) \frac{\partial r_s}{\partial x} \quad (18)$$

La forme générale du module élastique solide est la suivante chez tous ces auteurs :

$$G(r_s) = -G_0 \exp[-b(r_{sm} - r_s)] \quad (19)$$

avec la constante empirique G_0 , le module de compactage b , et la fraction volumique maximale de solide r_{sm} .

Toutes les équations présentées ci-haut décrivent une pression solide qui est négligeable lorsque la fraction volumique de solide est faible, et qui augmente rapidement lorsqu'elle approche de la fraction volumique maximale, r_{sm} . La fraction volumique maximale pour un arrangement aléatoire est fixée à 0,637 (Barnes et al., 1989). La constante empirique G_0 est fixée à 1,0 (Bouillard et al. 1989).

2.5. SIMULATIONS DE DÉCANTEURS

Les théories exposées ci-haut se concentraient surtout sur l'élaboration des modèles décrivant la décantation comme un phénomène à une dimension. Les équations étaient ainsi plus faciles à solutionner, moyennant certaines approximations. Par contre, en considérant les valeurs moyennes de toutes les variables dans une tranche du volume, ces théories négligent l'effet des écoulements réels tridimensionnels. Avec l'avènement des ordinateurs et de leur puissance de calcul toujours plus grande, il devient faisable de développer et solutionner des modèles de décanteur à trois dimensions.

Schwarz (1991) fait la revue de l'application des modèles d'écoulement à l'industrie minière. Il présente des exemples de simulations d'écoulement dans le transport de suspension de houille, des exemples de simulations appliquées aux hydrocyclones et à la production de métal. Il insiste sur la grande complexité de telles simulations à cause de la

diversité des phénomènes physiques présents et de la difficulté de tous les représenter. Généralement, les sous-modèles doivent être validés expérimentalement et séparément.

Wood (1992) présente aussi des exemples d'applications de modèle d'écoulement à l'industrie de la production d'alumine. Il présente des résultats obtenus sur les écoulements biphasiques dans des fournaies, des cyclones, des tuyaux et des réservoirs.

Trambouze (1993) discute de l'application des simulations d'écoulement à l'industrie pétrochimique. Encore une fois, on parle de modèle à trois dimensions et d'écoulements multiphasiques.

Johnston et Simic (1991) présentent un modèle d'écoulement décrivant un décanteur. Leur modèle traite les différentes zones de sédimentation avec les équations appropriées mais le traitement est unidimensionnel.

Plusieurs auteurs ont aussi étudié les écoulements dans les bassins de décantation primaires et secondaires utilisés pour le traitement des eaux usées domestiques. L'opération de ces bassins est particulière à cause de la faible quantité de solide (0,008% ou 80 mg/l), de la faible densité des solides ($1\,445\text{ kg/m}^3$) et des faibles vitesses de sédimentation en présence (0,5 – 5,0 m/h) (Lyn et al. 1992). L'arrangement géométrique de l'alimentation favorise la turbulence et la création d'écoulement de recirculation (Szalai et al. 1994). Ainsi DeVantier et Larock (1987) et Stamou et al. (1989) présentent des modèles d'écoulement à deux dimensions décrivant un bassin circulaire et un bassin rectangulaire. Les équations habituelles de conservation de masse et de quantité de mouvement sont utilisées avec en plus un modèle k - ϵ de turbulence. Puisque les concentrations de solide

sont faibles, seule la phase liquide est solutionnée directement. Le comportement de la phase solide est traité par l'ajout d'une fraction massique avec une vitesse de sédimentation donnée.

Dans toutes ces simulations, l'écoulement est surtout gouverné par la turbulence et la façon de l'implanter numériquement est très importante et constitue souvent le défi.

Johnston et al. (1996) présentent les résultats de simulation d'écoulements tridimensionnels dans le puits d'alimentation du décanteur par gravité utilisé dans l'affinage de la bauxite par le procédé Bayer. L'accent est mis sur le puits d'alimentation. La géométrie du décanteur est simplifiée et le lit de boue s'accumulant à la base du décanteur n'est pas considéré. Leur modèle permet de calculer l'effet du changement de l'arrangement géométrique du puits d'alimentation sur la performance de ce dernier. Il permet aussi de calculer l'effet du changement de paramètres de procédé tels le débit et la concentration en solide de l'alimentation. L'impact des changements est caractérisé par un coefficient de recyclage de la liqueur et un facteur de dilution de la concentration de solide. Le coefficient de recyclage de la liqueur mesure la quantité de liqueur qui retourne du volume du décanteur au puits d'alimentation pour servir à diluer l'écoulement d'alimentation. Le facteur de dilution tient compte de la quantité de liquide et de solide recyclée vers le puits d'alimentation. Les auteurs concluent qu'à cause de la complexité des écoulements présents, le modèle mathématique est le seul outil qui permette de bien comprendre le mouvement du liquide et du solide dans un puits d'alimentation.

2.6. PROPRIÉTÉS DES SUBSTANCES EN PRÉSENCE

La connaissance des propriétés physiques des substances en présence est nécessaire afin de pouvoir concevoir des modèles mathématiques.

Le liquide présent dans les décanteurs et laveurs de boue rouge est appelé liqueur Bayer. Cette liqueur est principalement composée d'eau dans laquelle sont dissoutes la soude caustique (NaOH) et l'alumine. De nombreuses impuretés issues de la digestion de la bauxite aux conditions du procédé sont aussi présentes en faible concentration. La concentration des éléments dissouts de même que la température affectent la densité et la viscosité de la liqueur. Aux conditions typiques du dernier laveur de boue rouge de l'usine Vaudreuil d'Alcan, ces dernières sont données au tableau 1.

Tableau 1 : Propriétés physiques de la liqueur Bayer
au dernier stade de lavage de la boue rouge.

Densité	Viscosité
kg/m ³	Pa·s
1 022 – 1 078	0,0023 – 0,0030

La boue rouge non floculée possède les propriétés décrites au tableau 2 (voir aussi l'annexe 2).

Tableau 2 : Propriétés physiques de la boue rouge non floculée.

Densité	Diamètre médian
kg/m ³	10 ⁻⁶ m
3 080	2,7

Le flocculant étant presque toujours ajouté en amont des décanteurs et laveurs, et la floculation étant rapide, l'écoulement biphasique est en fait composé d'agglomérats de boue floculée et de liqueur Bayer. Le diamètre des agglomérats dépend du dosage de flocculant. Les propriétés physiques de ces agglomérats sont données au tableau 3 (voir aussi l'annexe 3).

Tableau 3 : Propriétés physiques des agglomérats de boue floculée, au dernier stade de lavage de la boue rouge.

Densité	Diamètre moyen
kg/m ³	10 ⁻⁶ m
1 292	100 – 1 670

Lors de la sédimentation des agglomérats de boue, la concentration de solide augmente et affecte la viscosité du mélange. De plus, une pulpe concentrée de boue rouge présente le caractère rhéologique non Newtonien typique d'une suspension de fines particules en interaction dans un liquide. L'annexe 2 présente des résultats typiques de mesures expérimentales de rhéologie effectuées par Alcan (Bélanger, 2000). À partir de ces résultats, on obtient l'expression empirique suivante pour la viscosité laminaire du liquide, μ_l , en fonction de la fraction volumique de solide, r_s , et du taux de cisaillement γ :

$$\mu_l = \frac{-0,1798 + 0,1798 \cdot \exp(19,12 \cdot r_s) + 0,003 \cdot \exp(22,609 \cdot r_s) \cdot \gamma^{\left(\frac{0,465 + \frac{0,03}{0,056 + r_s}}{\right)}}}{\gamma} \quad (20)$$

On reconnaît dans l'expression (20), le modèle de Herschel et Bulkley (1926) de viscosité dont la forme générale est :

$$\mu = \frac{\tau_y + k_N \gamma^n}{\gamma} \quad (21)$$

avec τ_y , la contrainte seuil de cisaillement, k_N , l'indice de consistance et n , l'indice d'écoulement. Dans l'équation (21), le taux de cisaillement est constant et fixé au rapport de la vitesse de sédimentation moyenne dans le lit de boue (0,2 m/h ou 5×10^{-5} m/s) au diamètre moyen des agglomérats (500×10^{-6} m). La valeur de $0,1 \text{ s}^{-1}$ est choisie.

En usine, les concentrations de solide sont souvent exprimées en kg/m^3 , c'est-à-dire en kilogramme de solide par volume de suspension. Pour convertir ces unités en fraction volumique de solide, il faut tenir compte du fait que les agglomérats de solide contiennent aussi du liquide emprisonné avec la boue. Ainsi, on exprime la fraction volumique de solide, r_s , comme suit :

$$r_s = \frac{c}{\rho_b} \left(\frac{\rho_b - \rho_l}{\rho_s - \rho_l} \right) \quad (22)$$

où ρ_b , ρ_l , et ρ_s sont les densités de la boue, du liquide et du solide et c est la teneur en solide en kg/m^3 (Michaels et Bolger, 1962).

CHAPITRE 3

ÉQUATIONS DE BASE D'UN DÉCANTEUR

Ce chapitre posera les équations de base décrivant la physique de la décantation.

3.1. ÉQUATION DE CONSERVATION À UNE PHASE

Le mouvement du liquide et du solide, tel que présent dans les décanteurs et laveurs de boue rouge, est gouverné par les lois de conservation de masse, de quantité de mouvement et d'énergie de même que par les propriétés des fluides en présence. Ces lois peuvent s'exprimer sous la forme d'équations différentielles. La solution de ces équations nous permet de caractériser et de prédire le comportement des décanteurs et laveurs. Ces équations différentielles de base pour les écoulements laminaires sont les équations de Navier-Stokes et sont explicitées en détails dans de nombreux livres de mécanique des fluides (Bird et al., 1960; Brodkey et Hershey, 1988). Puisque les décanteurs et laveurs de boue sont essentiellement à température constante et qu'il n'y a pas de source de chaleur, les écoulements sont isothermes et il n'est donc pas nécessaire de considérer l'équation de conservation d'énergie.

3.1.1. CONTINUITÉ

L'équation de conservation de la masse pour un écoulement à une seule phase est appelée équation de continuité. Elle s'écrit ainsi :

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{U}) = 0 \quad (23)$$

avec ρ , la densité et \vec{U} , le vecteur vitesse du fluide.

3.1.2. QUANTITÉ DE MOUVEMENT

Les trois équations de conservation de la quantité de mouvement, une selon chaque direction x, y et z, s'écrivent ainsi sous forme vectorielle :

$$\frac{\partial \rho \vec{U}}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{U} \otimes \vec{U}) = \vec{B} + \nabla \cdot \sigma \quad (24)$$

avec le tenseur de contrainte σ , défini ainsi :

$$\sigma = -p\delta + \left(\zeta - \frac{2}{3}\mu\right)\nabla \cdot \vec{U}\delta + \mu(\nabla \vec{U} + (\nabla \vec{U})^T) \quad (25)$$

avec la force massique \vec{B} , la pression p , la matrice identité δ , la viscosité de volume ζ et la viscosité moléculaire μ .

3.1.3. ÉQUATION GÉNÉRALE

On peut réarranger ces équations afin de les exprimer de façon générale par une équation de convection-diffusion :

$$\frac{\partial \rho \phi}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{U} \phi - \Gamma \nabla \phi) = S \quad (26)$$

où ϕ représente la quantité transportée, Γ est le coefficient de diffusion et S est un terme

source représentant la création ou la destruction de ϕ . Cette équation peut s'écrire symboliquement de la façon suivante :

$$\text{ACCUMULATION} + (\text{CONVECTION} - \text{DIFFUSION}) = \text{CRÉATION} \quad (27)$$

La quantité transportée ϕ peut, entre autres, représenter les variables suivantes : quantité de mouvement, fraction massique, énergie cinétique de turbulence, taux de dissipation de la turbulence ou enthalpie.

3.2. ÉQUATIONS DE CONSERVATION À DEUX PHASES

Dans un décanteur ou laveur de boue rouge, les agglomérats de boue rouge constituent la phase solide alors que la liqueur de procédé constitue la phase liquide. Ces deux phases ont chacune leur propre champ de vitesse. Il faut donc décrire un écoulement à deux phases distinctes et ainsi poser des équations pour chaque phase. Ces phases occupent chacune une fraction du volume disponible. De plus, de façon générale, les deux phases peuvent interagir ensemble et se transférer de la masse ou de la quantité de mouvement.

3.2.1. ÉQUATION GÉNÉRALE

L'équation générale de convection-diffusion pour un écoulement biphasique (AEA Technology, 1997) est :

$$\frac{\partial r_\alpha \rho_\alpha \phi_\alpha}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha \phi_\alpha - \Gamma_\alpha \nabla \phi_\alpha)) = r_\alpha S_\alpha + c_{\alpha\beta} (\phi_\beta - \phi_\alpha) + (\dot{m}_{\alpha\beta} \phi_\beta - \dot{m}_{\beta\alpha} \phi_\alpha) \quad (28)$$

avec $c_{\alpha\beta} (\phi_\beta - \phi_\alpha)$ représentant le transfert général de ϕ entre les deux phases,

$(\dot{m}_{\alpha\beta} \phi_\beta - \dot{m}_{\beta\alpha} \phi_\alpha)$ représentant le transfert de masse entre les deux phases, et avec α et β

identifiant les deux phases, S_α un terme source pour la phase α et r_α la fraction volumique de la phase α .

Par définition de la fraction volumique on a aussi :

$$r_\alpha + r_\beta = 1 \quad (29)$$

Dans le cas particulier de l'écoulement dans un décanteur ou un laveur de boue rouge, on suppose qu'il n'y a aucun transfert de masse entre la phase solide et la phase liquide. Le terme $(\dot{m}_{\alpha\beta}\phi_\beta - \dot{m}_{\beta\alpha}\phi_\alpha)$ est donc nul.

3.2.2. ÉQUATIONS DE CONTINUITÉ

Les équations de continuité de chaque phase pour un écoulement biphasique peuvent s'écrire ainsi :

$$\frac{\partial r_\alpha \rho_\alpha}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha) = 0 \quad (30)$$

avec α représentant la phase liquide ou solide.

En supposant que les phases en présence sont incompressibles, les densités sont constantes et les équations se simplifient de la façon suivante :

$$\frac{\partial r_\alpha}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\alpha \vec{U}_\alpha) = 0 \quad (31)$$

3.2.3. QUANTITÉ DE MOUVEMENT

À partir de l'équation générale, on peut écrire l'équation de conservation de la quantité de mouvement, en l'absence de transfert de masse, de la façon suivante :

$$\begin{aligned} & \frac{\partial r_\alpha \rho_\alpha \vec{U}_\alpha}{\partial t} + \nabla \cdot (r_\alpha (\rho_\alpha \vec{U}_\alpha \otimes \vec{U}_\alpha - \mu_\alpha (\nabla \vec{U}_\alpha + (\nabla \vec{U}_\alpha)^T)))_\alpha \\ & = r_\alpha (\vec{B}_\alpha - \nabla p_\alpha) + c^{(d)}_{\alpha\beta} (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha) + \vec{F}_\alpha \end{aligned} \quad (32)$$

avec les forces massiques \vec{B}_α , les forces de traînée $c^{(d)}_{\alpha\beta} (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha)$ et les forces d'interaction autres que la traînée \vec{F}_α .

3.2.4. FORCES MASSIQUES : GRAVITÉ

Puisque les deux phases sont soumises à l'action de la gravité, la force massique \vec{B}_α prend la forme suivante :

$$\vec{B}_\alpha = r_\alpha \rho_\alpha \vec{g} \quad (33)$$

avec la constante gravitationnelle \vec{g} .

3.2.5. FORCES DE TRAÎNÉE

Les forces de traînée exprimées par $c^{(d)}_{\alpha\beta} (\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha)$ représentent le transfert de quantité de mouvement d'une phase à l'autre. Ce transfert dépend de la différence de vitesse entre les deux phases. À partir de la définition de la traînée, on peut exprimer le coefficient $c^{(d)}_{\alpha\beta}$ de la façon suivante en régime dilué (AEA Technology, 1997):

$$c^{(d)}_{\alpha\beta} = \frac{3}{4} \frac{C_D}{d} r_\beta \rho_\alpha |\vec{U}_\beta - \vec{U}_\alpha| \quad (34)$$

avec C_D le coefficient de traînée en frottement et d le diamètre des particules. Le coefficient de traînée en frottement C_D est donné par les équations décrites aux sections 2.2.1 et 2.2.2.

En régime concentré ($r_s > 0,2$), on utilise l'équation (13) d'Ergun décrite plus haut (section 2.2.2) pour exprimer le coefficient $c^{(d)}_{\alpha\beta}$ ainsi (Zhang et Yu, 1997):

$$c^{(d)}_{\alpha\beta} = 150 \frac{(1-r_\alpha)^2 \mu_\alpha}{r_\alpha d^2} + 1,75 \frac{(1-r_\alpha) \rho_\alpha |\bar{U}_\beta - \bar{U}_\alpha|}{d} \quad (35)$$

3.2.6. PRESSION SOLIDE

Tel que mentionné à la section 2.4 lors de la discussion du compactage, le traitement de la pression de la phase solide nécessite l'introduction d'un terme source supplémentaire afin de tenir compte des interactions grandissantes qui se manifestent lorsque la fraction volumique de la phase solide augmente. On définit alors la force suivante pour la phase solide :

$$\vec{F}_s = -\nabla p_s \quad (36)$$

avec la pression solide p_s , donnée par des expressions empiriques décrites à la section 2.4. Celle de Bouillard et al. (1989) est couramment utilisée et a été retenue ici. On obtient alors le terme suivant qui s'applique à la phase solide seulement pour la composante dans la direction opposée à celle de la gravité:

$$\vec{F}_s = -\exp[-b(r_{sm} - r_s)] \nabla r_s \quad (37)$$

Le paramètre empirique b est ajusté afin de bien rendre compte des observations expérimentales lors de la décantation en cylindre (voir la section 6.1 plus loin). La fraction volumique maximale r_{sm} , est fixée à 0,637.

3.2.7. TURBULENCE

La description de la turbulence des écoulements biphasiques n'est pas aussi bien développée que celle des écoulements à une seule phase. L'approche généralement adoptée est de généraliser les modèles pour une phase au cas à deux phases. Cette approche a été retenue ici en choisissant le populaire modèle k - ϵ (Lauder et Spalding, 1974) pour la phase liquide et en gardant la phase solide laminaire tel que recommandé par certains auteurs (AEA Technology, 1997). Cette hypothèse est raisonnable compte tenu du fait que dans les zones où les vitesses des fluides sont importantes, les fractions volumiques de solide sont faibles alors que dans les zones où les fractions volumiques de solide sont importantes, les vitesses sont très faibles.

Cette approche suppose que l'hypothèse de Boussinesq (Reynolds, 1974) de viscosité des tourbillons s'applique pour chaque phase. On définit alors la viscosité efficace μ_{te} ainsi :

$$\mu_{te} = \mu_l + \mu_{tt} \quad (38)$$

où μ_l est la viscosité laminaire donnée par l'équation (20) et μ_{tt} est la viscosité turbulente donnée par:

$$\mu_{tt} = C_\mu \rho_l \frac{k_l^2}{\epsilon_l} \quad (39)$$

où C_μ est une constante fixée à 0,09, et ρ_l , k_l et ϵ_l sont respectivement la densité du liquide, l'énergie cinétique turbulente du liquide et le taux de dissipation de la turbulence du liquide. Des équations de transport généralisées au cas biphasique permettent de

calculer ces deux dernières variables. Le lecteur est référé à la littérature afin d'obtenir plus de détails sur ces équations et modèles (AEA Technology, 1997).

3.2.8. FORCES D'INTÉRACTION AUTRES QUE LA TRAÎNÉE

Les autres forces \vec{F}_α de l'équation (32) (AEA Technology, 1997), qui pourraient être présentes dans les écoulements biphasiques, sont généralement faibles pour le cas d'un épaisseur de boue rouge. En effet, la force de lubrification des murs est négligeable compte tenu de l'échelle de l'épaisseur; la force virtuelle de corps due à l'accélération est aussi négligeable compte tenu de l'échelle macroscopique des temps mis en jeu par rapport au temps caractéristique d'atteinte des vitesses limites des particules; la force de portance est aussi faible à cause des faibles différences de vitesse entre les deux phases; et la force turbulente dispersive est négligeable puisque la turbulence est généralement faible dans les épaisseurs.

3.3. DOUZE ÉQUATIONS À DOUZE INCONNUES

Pour bien décrire les écoulements dans les décanteurs et laveurs de boue, les douze variables suivantes sont nécessaires:

- r_s : fraction volumique de la phase solide;
- r_l : fraction volumique de la phase liquide;
- u_s, v_s, w_s : les trois composantes du vecteur vitesse \vec{U}_s de la phase solide;
- u_l, v_l, w_l : les trois composantes du vecteur vitesse \vec{U}_l de la phase liquide;

- k_l et ε_l : l'énergie cinétique turbulente du liquide et le taux de dissipation de la turbulence du liquide;
- p_s : la pression de la phase solide;
- p_l : la pression de la phase liquide.

On a douze équations pour décrire les écoulements. Ce sont :

- une équation de continuité pour la phase liquide avec $\alpha=l$ (voir l'équation 31);
- une équation de continuité pour la phase solide avec $\alpha=s$ (voir l'équation 31);
- trois équations de conservation, pour chaque composante de la quantité de mouvement de la phase liquide avec $\alpha=l$ (voir l'équation 32);
- trois équations de conservation, pour chaque composante de la quantité de mouvement de la phase solide avec $\alpha=s$ (voir l'équation 32);
- une équation de conservation définissant la fraction volumique (voir l'équation 29);
- deux équations de transport tirées de l'application du modèle de turbulence k - ε pour la phase liquide (AEA Technology, 1997); une pour l'énergie cinétique de turbulence et une pour la dissipation de la turbulence;
- la dernière équation illustre le partage du même champ de pression par les deux phases (voir l'équation 40):

$$p_l = p_s \quad (40)$$

Finalement, la description est complétée par des relations couvrant les aspects suivants qui seront explicités plus loin à la section 3.5:

- la sédimentation;
- la viscosité;
- le compactage.

Rappelons que les agglomérats de boue rouge floculée constituent la phase solide et que la liqueur de procédé constitue la phase liquide.

3.4. CONDITIONS AUX LIMITES

Les conditions aux limites typiques utilisées pour la simulation des décanteurs et laveurs de boue rouge sont les suivantes.

3.4.1. ALIMENTATION

L'alimentation est une entrée (inlet) et on doit y spécifier la vitesse et la fraction volumique de chaque phase. La vitesse v_a est calculée pour correspondre au débit volumique d'alimentation voulu et est supposée constante pour toute la région d'alimentation. Les fractions volumiques sont calculées pour correspondre à la fraction massique de solide voulue. La turbulence de la phase liquide est aussi spécifiée pour l'alimentation en faisant les calculs suivants (AEA Technology, 1997):

$$k_a = 1,5 (0,037 v_a)^2 \quad (41)$$

$$\varepsilon_a = \frac{k_a^{1,5}}{0,3D} \quad (42)$$

avec D , le diamètre hydraulique du tuyau d'alimentation.

3.4.2. SURVERSE ET SOUSVERSE

La surverse et la sousverse sont définies comme des surfaces à débits massiques (mass flow boundaries). La fraction du flux massique total s'échappant par la surverse et celle s'échappant par la sousverse doivent être spécifiées pour chaque phase. Ces valeurs sont estimées selon les données d'opération typiques des décanteurs et laveurs de boue.

3.4.3. MURS

Les murs des décanteurs et laveurs de boue sont tous définis comme des parois solides dont les vitesses sont nulles. Les fonctions à profil logarithmique sont utilisées pour le calcul de la turbulence près des parois (AEA Technology, 1997).

3.4.4. SURFACE LIBRE

La surface libre sur le dessus des décanteurs et laveurs de boue est simulée par une surface sans friction.

3.5. APPROCHE DÉTAILLÉE

L'approche consiste à décrire un écoulement biphasique composé de solide (agglomérats de boue rouge) en suspension dans un liquide (liqueur Bayer), et soumis à l'action de la gravité. Les agglomérats de solide sont décrits comme une phase incompressible et dispersée alors que le liquide est une phase incompressible et continue. L'écoulement est généralement turbulent. La température est fixée et constante. Aucune réaction chimique n'est présente. Des sous-modèles appropriés représentant la floculation,

la sédimentation freinée, la viscosité de la boue rouge et le compactage de cette dernière complètent la description de l'écoulement et sont détaillés plus loin.

3.5.1. FLOCCULATION

Tel qu'énoncé plus haut, la floculation est un processus rapide. Puisque le floculant est généralement ajouté en amont du décanteur, la floculation est souvent en grande partie complétée avant que la boue n'atteigne ce dernier. Ainsi, l'écoulement biphasique est en fait composé d'agglomérats de boue floculée et de liqueur Bayer. Les propriétés de ces agglomérats sont données au tableau 3 et servent d'entrées au modèle.

3.5.2. SÉDIMENTATION

Il y a plusieurs régimes de sédimentation dépendant du nombre de Reynolds et de la concentration de solide. L'équation (3) de Schiller et Nauman (1933), décrite plus haut à la section 2.2.1, est utilisée en régime dilué pour un nombre de Reynolds inférieur à 1 000. En régime plus concentré ($r_s < 0,2$), l'équation (12) de Gidaspow (1994), décrite à la section 2.2.2, est utilisée. En régime très concentré, ($r_s > 0,2$), l'approche basée sur l'équation (13) d'Ergun (1952) présentée aussi à la section 2.2.2, est utilisée.

3.5.3. VISCOSITÉ

La viscosité laminaire de la phase liquide est donnée par l'équation (20) de Herschel et Bulkley (1926) et décrite plus haut. Celle-ci tient compte de l'effet des particules de solide sur la viscosité de la phase continue. La viscosité efficace est donnée par l'équation (38) qui tient compte de la turbulence.

3.5.4. COMPACTAGE

Le compactage est limité par les interactions entre les particules qui augmentent lorsque la fraction volumique de solide devient importante. Ces interactions sont représentées par une pression solide décrite par les équations (18) et (19) montrées plus haut. La pression solide est un terme source pour la phase solide et elle s'exerce dans la direction s'opposant à la gravité.

CHAPITRE 4

MÉTHODOLOGIE NUMÉRIQUE

Les douze équations avec leurs douze inconnues décrites à la section précédente doivent maintenant être solutionnées afin de caractériser les écoulements dans les décanteurs et laveurs de boue rouge. Plusieurs méthodes ont été développées au fil des ans pour aider à solutionner ces équations. L'avènement des ordinateurs a confirmé l'avantage des méthodes numériques basées sur la discrétisation des équations afin d'en simplifier la solution. La méthode des volumes finis telle que décrite par Patankar (1980) est utilisée ici. La méthode consiste à séparer le domaine étudié en plusieurs éléments de volume et à intégrer les équations de conservation décrites précédemment sur chaque élément. Puisque les éléments de volume sont petits, on remplace les intégrales des équations différentielles par des équations algébriques plus faciles à solutionner. On obtient alors des ensembles d'équations algébriques pour chaque variable et pour chaque élément de volume qui se solutionnent par des méthodes matricielles. Un calcul itératif de ces équations prend en compte la présence de non-linéarité et converge vers une solution valide. Cette méthode de solution des équations de Navier-Stokes est appliquée dans plusieurs codes commerciaux de mécanique des fluides. Le logiciel CFX 4.3 de AEA Technology a été retenu pour solutionner le problème du décanteur de boue rouge.

4.1. MAILLAGE

La séparation du domaine d'étude en plusieurs éléments de volume se fait en créant un maillage représentant l'espace physique du domaine d'étude. De façon générale, ce maillage n'est pas rectangulaire et est composé d'un grand nombre de parallélépipèdes quelconques. C'est ce qu'on appelle un système de coordonnées curvilignes. Afin de solutionner plus facilement les équations, on effectue une transformation de coordonnées pour convertir l'espace physique en un espace de calcul rectangulaire. Le lecteur est référé au manuel de CFX (AEA Technology, 1997) pour de plus amples détails sur les systèmes de coordonnées et les transformations mathématiques les reliant entre eux.

Les maillages utilisés pour décrire la géométrie des simulations sont présentés plus loin avec les résultats. La création d'un maillage est un compromis entre la fidélité au domaine d'étude, l'espace mémoire disponible et le temps de calcul requis pour obtenir une solution.

4.2. DEUX PHASES VERSUS UNE PHASE

Afin de simplifier le traitement, les méthodes de discrétisation et de solution seront expliquées à partir de l'équation générale (26) pour une phase. La solution des équations particulières se fait en substituant à la propriété générale ϕ , chacune des variables recherchées et en incluant les expressions pour les termes sources et les équations constitutives appropriées. La même approche peut être appliquée au cas à deux phases et sera brièvement décrite plus loin. De plus, un maillage rectangulaire simple est utilisé pour illustrer les méthodes de discrétisation. La généralisation au cas de coordonnées

curvilignes fait intervenir le calcul tensoriel des transformations de coordonnées avec leur métrique associée (AEA Technology, 1997).

4.3. DISCRÉTISATION

L'équation générale (26) $\frac{\partial \rho \phi}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{U} \phi - \Gamma \nabla \phi) = S$ est composée respectivement

des termes suivants :

$$\text{Terme d'accumulation : } \frac{\partial \rho \phi}{\partial t}$$

$$\text{Terme de convection : } \nabla \cdot (\rho \vec{U} \phi)$$

$$\text{Terme de diffusion : } \nabla \cdot (\Gamma \nabla \phi)$$

$$\text{Terme source : } S$$

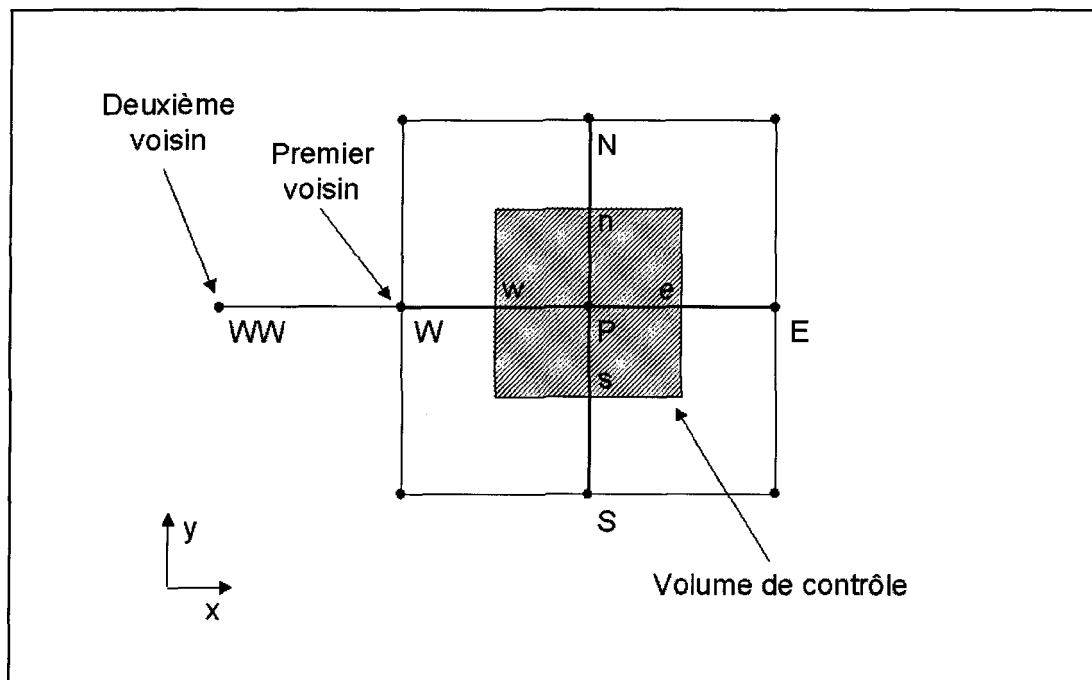


Figure 10 : Volume de contrôle en deux dimensions.

La dénomination du volume de contrôle est présentée à la figure 10 pour le cas à deux dimensions. La généralisation au cas à trois dimensions se fait en ajoutant l'axe des z avec les voisins T et B. La discrétisation de l'équation générale pour un écoulement à une phase sera maintenant décrite brièvement pour un maillage rectangulaire. En coordonnées cartésiennes, l'équation générale (26) peut s'écrire :

$$\frac{\partial(\rho\phi)}{\partial t} + \frac{\partial J_x}{\partial x} + \frac{\partial J_y}{\partial y} + \frac{\partial J_z}{\partial z} = S \quad (43)$$

avec le flux total J_x défini par $J_x = \rho u \phi - \Gamma \frac{\partial \phi}{\partial x}$ et J_y et J_z définis de façon similaire. Le terme source S , peut être décomposé en une partie constante, S_c et une partie dépendant de ϕ_P , la valeur de la propriété au point P : $S = S_c + S_P \phi_P$.

Si on intègre l'équation (43) sur le volume de contrôle, on obtient l'équation suivante :

$$\frac{(\rho_P \phi_P - \rho_P^0 \phi_P^0) \Delta x \Delta y \Delta z}{\Delta t} + J_e - J_w + J_n - J_s + J_t - J_b = (S_c + S_P \phi_P) \Delta x \Delta y \Delta z \quad (44)$$

où ρ_P^0 et ϕ_P^0 représentent les valeurs au pas de temps précédent. L'intégration du terme d'accumulation s'est fait selon la méthode naturelle appelée en anglais « Fully implicit backward time stepping ». Les termes J_e, J_w, J_n, J_s, J_t et J_b représentent le flux total intégré sur les faces du volume de contrôle; par exemple $J_e = \int J_x dy dz$. En procédant de façon similaire pour l'équation de continuité et en manipulant l'équation (44), on obtient l'équation discrétisée suivante (Patankar, 1980):

$$a_P \phi_P = a_E \phi_E + a_W \phi_W + a_N \phi_N + a_S \phi_S + a_T \phi_T + a_B \phi_B + b \quad (45)$$

où

$$a_E = D_e A(|P_e|) + \|-F_e, 0\|$$

$$a_W = D_w A(|P_w|) + \|\!F_w, 0\|$$

$$a_N = D_n A(|P_n|) + \|-F_n, 0\|$$

$$a_S = D_s A(|P_s|) + \|\!F_s, 0\|$$

$$a_T = D_t A(|P_t|) + \|-F_t, 0\|$$

$$a_B = D_b A(|P_b|) + \|\!F_b, 0\|$$

$$a_P^0 = \frac{\rho_P^0 \Delta x \Delta y \Delta z}{\Delta t}$$

$$b = S_c \Delta x \Delta y \Delta z + a_P^0 \phi_P^0$$

$$a_P = a_E + a_W + a_N + a_S + a_T + a_B + a_P^0 - S_P \Delta x \Delta y \Delta z$$

L'opérateur $\|\ \|$ est utilisé pour représenter la plus grande des quantités entre les barres verticales. La fonction $A(|P|)$ sera définie plus loin.

Les termes F indiquent la convection pour chaque face alors que les termes D indiquent la diffusion pour chaque face. Ils sont définis ainsi :

$$F_e = (\rho u)_e \Delta y \Delta z$$

$$F_w = (\rho u)_w \Delta y \Delta z$$

$$F_n = (\rho v)_n \Delta z \Delta x$$

$$F_s = (\rho v)_s \Delta z \Delta x$$

$$F_t = (\rho w)_t \Delta x \Delta y$$

$$F_b = (\rho w)_b \Delta x \Delta y$$

$$D_e = \frac{\Gamma_e \Delta y \Delta z}{(\delta x)_e}$$

$$D_w = \frac{\Gamma_w \Delta y \Delta z}{(\delta x)_w}$$

$$D_n = \frac{\Gamma_n \Delta z \Delta x}{(\delta y)_n}$$

$$D_s = \frac{\Gamma_s \Delta z \Delta x}{(\delta y)_s}$$

$$D_t = \frac{\Gamma_t \Delta x \Delta y}{(\delta z)_t}$$

$$D_b = \frac{\Gamma_b \Delta x \Delta y}{(\delta z)_b}$$

En examinant l'équation (45), on voit que la solution ϕ_p est donnée par la contribution moyenne de tous les voisins, a_E à a_B . Chaque voisin contribue par la convection, F et par la diffusion D . Il y a aussi la contribution de la valeur de ϕ déjà présente à cause du pas de temps précédent et de la valeur de ϕ produite par le terme source.

Les P_e, P_w, P_n, P_s, P_t et P_b sont les nombres de Peclet et représentent le rapport de la convection à la diffusion pour chaque face; par exemple, $P_e = F_e/D_e$ et ainsi de suite pour

les autres. Un faible nombre de Peclet indique que la diffusion est importante alors qu'un grand nombre de Peclet indique que la convection est dominante.

Notons aussi que les coefficients de diffusion Γ_e , Γ_w , Γ_n , Γ_s , Γ_t et Γ_b des faces du volume de contrôle sont calculés à partir des valeurs au centre et des distances relatives séparant les faces (Patankar, 1980).

La fonction $A(|P|)$ peut prendre différentes valeurs dépendant du mode d'interpolation choisi pour exprimer les quantités aux faces du volume de contrôle par rapport aux quantités au centre du volume. Ainsi, le tableau 4 donne les principaux modes d'interpolation et les valeurs de $A(|P|)$ qui y sont associées.

Tableau 4 : Principaux modes d'interpolation des variables
aux faces des volumes de contrôle.

Mode	$A(P)$
Différence centrale	$1 - 0,5 P $
Amont	1
Hybride	$\ 0; 1 - 0,5 P \ $

Le tableau 4 présente une notation compacte pour exprimer plus facilement les différents modes d'interpolation. Cette notation s'utilise au dépens d'une plus grande clarté d'interprétation des modes. Traditionnellement, on explicite ces modes de la façon suivante (AEA Technology, 1997) en faisant référence à la figure 10 ci-haut.

Pour le mode « différence centrale », on exprime la valeur ϕ_w à la face w ainsi $\phi_w = \frac{1}{2}(\phi_W + \phi_P)$. On voit qu'on calcule la moyenne des contributions des deux voisins. Ce mode est peu utilisé parce qu'il donne souvent des résultats irréalistes.

Pour le mode « amont », on exprime la valeur ϕ_w à la face w ainsi $\phi_w = \phi_W$ en supposant que la direction de l'écoulement se fait selon la direction positive de l'axe des x . Ce mode exprime simplement la grande importance de la contribution du voisin en amont selon le sens de l'écoulement.

Le mode « hybride » est essentiellement une combinaison des deux modes précédents basée sur la grandeur du nombre de Peclet. Si $-2 \leq Pe \leq 2$, la convection est faible et le mode « différence centrale » est utilisé. Pour des valeurs plus grandes de Pe , la convection est importante et l'emporte sur la diffusion; on utilise alors le mode « amont » sans diffusion.

Plusieurs autres modes d'interpolation existent et quelques-uns considèrent les contributions des voisins plus éloignés tout en limitant les flux afin de respecter les lois de conservation. Ainsi, les modes TVD (Total Variation Diminishing) ont été appliqués avec succès aux calculs d'écoulements biphasiques (Witt et Perry, 1996; Smith et al., 1997). Le principe consiste à exprimer ϕ_w de la façon suivante (AEA Technology, 1997) :

$$\phi_w = \left(1 + \frac{1}{2}\psi\right)\phi_W - \frac{1}{2}\psi\phi_{WW} \quad (46)$$

avec ϕ_W et ϕ_{WW} représentant la contribution des premier et deuxième voisins, et ψ , le

limiteur de flux donné par une fonction du rapport $r = \frac{\phi_P - \phi_W}{\phi_W - \phi_{WW}}$. La fonctionnalité exacte

de ψ définit les trois modes suivants :

$$\text{Mode Min-Mod : } \psi = \lVert 0; \min(1, r) \rVert$$

$$\text{Mode Van Leer : } \psi = \frac{r + |r|}{1 + |r|}$$

$$\text{Mode Superbee : } \psi = \lVert 0; \min(2r, 1); \min(r, 2) \rVert$$

Afin d'assurer que les équations discrétisées rendent bien compte des équations différentielles, que la physique du phénomène soit bien décrite et que la conservation des propriétés importantes soit satisfaite, il faut que la méthode de discrétisation soit conforme à certaines règles. Le lecteur est référé à Patankar (1980) pour plus de détails.

4.4. ÉQUATION POUR LA PRESSION

Les équations décrites plus haut, particulièrement l'équation (45) donnent la prescription de solution. Par contre, il reste une difficulté associée au terme source de cette équation qui contient le gradient de pression dans le cas des équations de quantité de mouvement. En général, la pression n'est pas connue et il faut donc trouver une façon de la calculer. La méthode de calcul développée par Patankar et Spalding (1972) et décrite dans Patankar (1980) et dans le manuel de CFX (AEA Technology, 1997) est appelée SIMPLE pour l'expression anglaise « Semi-Implicit Method for Pressure-Linked Equations ». Cette méthode utilise le concept d'une correction de pression qui force la satisfaction de l'équation de continuité et des équations de quantité de mouvement. La pression corrigée

permet de recalculer les autres variables. La boucle est itérée jusqu'à ce que toutes les équations convergent.

Plusieurs variantes à l'algorithme SIMPLE ont été développées au cours des années et le lecteur est référé à AEA Technology (1997) pour plus de détails.

4.5. IPSA

Comme mentionné plus haut, l'approche décrite jusqu'à maintenant pour un écoulement à une phase sert de base à la méthode de solution des écoulements biphasiques développée par Spalding (1980) et appelée IPSA (InterPhase Slip Algorithm). Dans cette méthode, la densité ρ et le coefficient de diffusion Γ , sont remplacés respectivement par $r_\alpha \rho_\alpha$ et $r_\alpha \Gamma_\alpha$ dans les expressions de F_e, F_w, \dots, F_b et D_e, D_w, \dots, D_b . De plus, on discrétise les équations exprimant les fractions volumiques de chaque phase r_α .

Le problème est compliqué dans le cas d'un écoulement biphasique pour les raisons suivantes :

- il y a plus d'équations à résoudre;
- les équations sont couplées par l'échange de quantité de mouvement d'une phase à l'autre;
- les deux phases partagent le même espace; la fraction volumique totale est un;
- la distribution des fractions volumiques n'est pas connue au préalable.

De plus, il faut effectuer un traitement spécial de la fraction volumique et de la pression pour à la fois satisfaire les équations de continuité et conserver une fraction

volumique totale unitaire pour chaque volume de contrôle. Afin de solutionner ces équations, il faut utiliser une méthode itérative. Spalding (1980) décrit la méthode numérique appliquée aux écoulements biphasiques en détails. Elle se résume aux étapes suivantes :

1. solutionner les équations de fraction volumique et normaliser les r_α de façon à ce que la fraction volumique totale de chaque volume de contrôle soit unitaire;
2. solutionner les équations de vitesse pour chaque phase en utilisant les valeurs de pression calculées à l'itération précédente;
3. corriger les valeurs de pression afin de satisfaire les équations de continuité et de conservation de la fraction volumique;
4. répéter le cycle jusqu'à minimiser les erreurs de continuité, c'est-à-dire jusqu'à obtenir une solution convergée.

4.6. ITÉRATIONS

Afin de solutionner les équations de transport discrétisées telle l'équation (45), il est généralement plus économique, d'un point de vue de calcul informatique, de choisir une méthode itérative. Cette méthode a aussi l'avantage de pouvoir tenir compte naturellement du caractère non-linéaire des équations. Comme on l'a vu plus haut, l'intégration des équations de transport sur les volumes de contrôle nous donne des équations pour chaque variable et pour chaque élément de volume de contrôle. Le calcul itératif se fait à deux niveaux : interne afin d'inclure les contributions spatiales des voisins et externe afin d'inclure les effets des variables les unes sur les autres.

Pour l'itération interne, chaque variable est prise en séquence, considérant toutes les autres variables constantes et le solutionneur traite une équation linéaire pour chaque élément de volume. Les solutionneurs sont basés sur des calculs matriciels itératifs (Stone, 1968) afin d'obtenir des solutions approximatives rapidement avec un nombre restreint d'itérations et sans nécessiter trop d'espace mémoire.

L'itération externe tient compte des non-linéarités en recalculant les coefficients a_E , a_W , etc. au début de chaque cycle. Un nombre important d'itérations externes est nécessaire pour l'obtention d'une solution convergée.

4.7. RELAXATION

Lors de l'emploi de méthodes itératives de solution, il est généralement avantageux de limiter le changement d'une variable, d'une itération à l'autre. Ceci est particulièrement important lorsque les équations sont non-linéaires afin d'éviter la divergence de la solution. On limite le changement en employant la relaxation. On peut réarranger l'équation (45) pour la mettre sous la forme suivante :

$$\phi_P = \phi_P^* + \left(\frac{a_E \phi_E + a_W \phi_W + a_N \phi_N + a_S \phi_S + a_T \phi_T + a_B \phi_B + b}{a_P} - \phi_P^* \right) \quad (47)$$

où ϕ_P^* représente la valeur de ϕ_P calculée à l'itération précédente. La valeur entre parenthèse est la variation calculée par l'itération courante. On introduit alors le facteur de relaxation α qui prend une valeur entre 0 et 1.

$$\phi_P = \phi_P^* + \alpha \left(\frac{a_E \phi_E + a_W \phi_W + a_N \phi_N + a_S \phi_S + a_T \phi_T + a_B \phi_B + b}{a_P} - \phi_P^* \right) \quad (48)$$

Une faible valeur de α correspond à un fort degré de relaxation alors qu'une valeur près de 1 correspond à peu de relaxation. Des coefficients de relaxation différents peuvent être choisis pour chaque variable et leurs valeurs sont déterminées par essai et erreur.

4.8. CONVERGENCE

La convergence exprime le fait que la solution de l'équation linéaire discrétisée est stable et qu'elle exprime correctement le comportement décrit par l'équation différentielle de départ. Plusieurs critères peuvent être utilisés pour estimer le degré de convergence, mais généralement le résiduel de masse est choisi. Il représente la valeur absolue de la somme des bilans nets de flux massique de chaque élément de volume. Par conservation de masse, ce critère doit tendre vers zéro si la solution converge.

CHAPITRE 5

MESURES EXPÉRIMENTALES DE LA DÉCANTATION DE LA BOUE ROUGE

Ce chapitre présente les résultats expérimentaux obtenus en laboratoire. Ces résultats nous permettent de mieux comprendre la décantation de la boue rouge. Ils serviront aussi à valider les modèles mathématiques qui seront discutés plus loin au chapitre 6. Le présent chapitre est séparé en deux parties principales : la décantation en cylindre et la décantation avec le C-Floc. La décantation en cylindre se fait en fournée, c'est-à-dire qu'il n'y a pas d'entrée ni de sortie de matière du cylindre durant la décantation. La décantation avec le C-Floc se fait en continu, c'est-à-dire que de la nouvelle boue est continuellement introduite dans le C-Floc et floculée. Cette boue sédimente au fond de la colonne du C-Floc d'où elle est ensuite soutirée.

5.1. DÉCANTATION EN CYLINDRE

La décantation en cylindre est la méthode simple traditionnellement utilisée pour estimer les caractéristiques de floculation et de sédimentation de la boue (par exemple, voir Osborne, 1990). Le cylindre de sédimentation consiste en un cylindre gradué de un litre rempli d'une suspension homogène de boue rouge et de liqueur. Le cylindre est placée dans un bain d'eau chaude afin de pouvoir effectuer la mesure à la température du procédé.

Une solution de flocculant est ajoutée et mélangée avec la boue afin de former des agglomérats de boue rouge. Le mélange se fait en déplaçant verticalement, à trois reprises, un agitateur formé d'un disque perforé fixé sur une tige métallique. Les agglomérats de boue sédimentent et se déposent au fond du cylindre sous l'action de la gravité. On mesure la position de l'interface de sédimentation en fonction du temps. Le tableau 5 présente les paramètres expérimentaux choisis.

Tableau 5 : Paramètres expérimentaux pour la sédimentation en cylindre.

Boue rouge	Vaudreuil
Température (°C)	60
Concentrations en solide (kg/m ³)	27, 53, 82
Alumine (kg/m ³)	6,3
Soude caustique (kg/m ³ comme Na ₂ CO ₃)	12,2
Carbonate de sodium (kg/m ³)	12,9
Flocculant	Cytec A-170
Dosage de flocculant (g/t)	24, 46, 68

Les tableaux 6, 7 et 8 et les figures 11, 12 et 13 présentent les résultats de la position de l'interface de sédimentation en fonction du temps, pour trois dosages de flocculant et trois concentrations en solide. Le temps initial correspond au moment où cesse l'agitation.

Tableau 6 : Position de l'interface lors de la sédimentation expérimentale en cylindre à une concentration en solide de 27 kg/m^3 , avec trois dosages de floculant.

Dosage : 24 g/t		Dosage : 46 g/t		Dosage : 68 g/t	
Temps	Position	Temps	Position	Temps	Position
s	m	s	m	s	m
5	0,361	1	0,376	1	0,324
19	0,288	3	0,339	3	0,288
33	0,215	4	0,303	5	0,251
41	0,178	6	0,266	7	0,215
49	0,141	8	0,230	9	0,178
		10	0,193	11	0,142
		12	0,156	13	0,106

Tableau 7 : Position de l'interface lors de la sédimentation expérimentale en cylindre à une concentration en solide de 53 kg/m^3 , avec trois dosages de floculant.

Dosage : 24 g/t		Dosage : 46 g/t		Dosage : 68 g/t	
Temps	Position	Temps	Position	Temps	Position
s	m	s	m	s	m
4	0,330	1	0,330	2	0,342
21	0,294	6	0,294	4	0,288
34	0,258	10	0,258	6	0,252
47	0,222	16	0,222	8	0,216
61	0,186	21	0,186	11	0,180
75	0,150	27	0,150	13	0,144

Tableau 8 : Position de l'interface lors de la sédimentation expérimentale en cylindre
à une concentration en solide de 82 kg/m^3 , avec trois dosages de floculant.

Dosage : 24 g/t		Dosage : 46 g/t		Dosage : 68 g/t	
Temps	Position	Temps	Position	Temps	Position
s	m	s	m	s	m
5	0,336	4	0,328	2	0,346
17	0,318	8	0,309	3	0,328
30	0,299	16	0,273	4	0,291
69	0,263	26	0,236	7	0,255
129	0,226	39	0,200	11	0,218
204	0,190	56	0,163	18	0,182

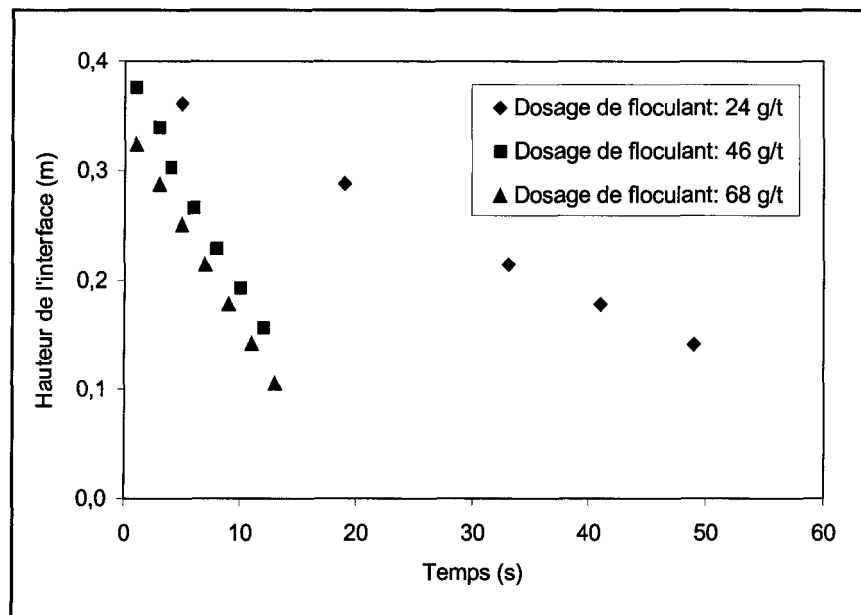


Figure 11 : Sédimentation en cylindre pour trois dosages de floculant,
à une concentration en solide de 27 kg/m^3 .

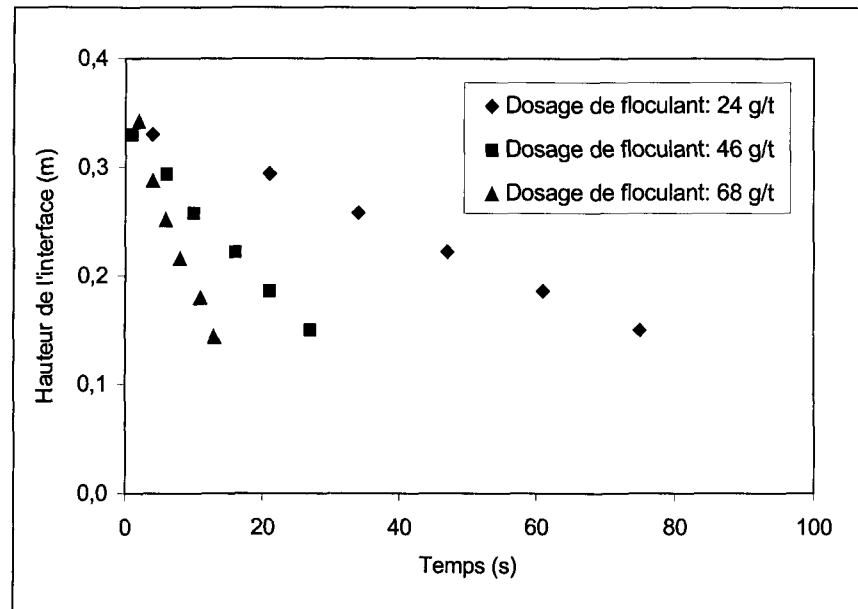


Figure 12 : Sédimentation en cylindre pour trois dosages de flocculant, à une concentration en solide de 53 kg/m^3 .

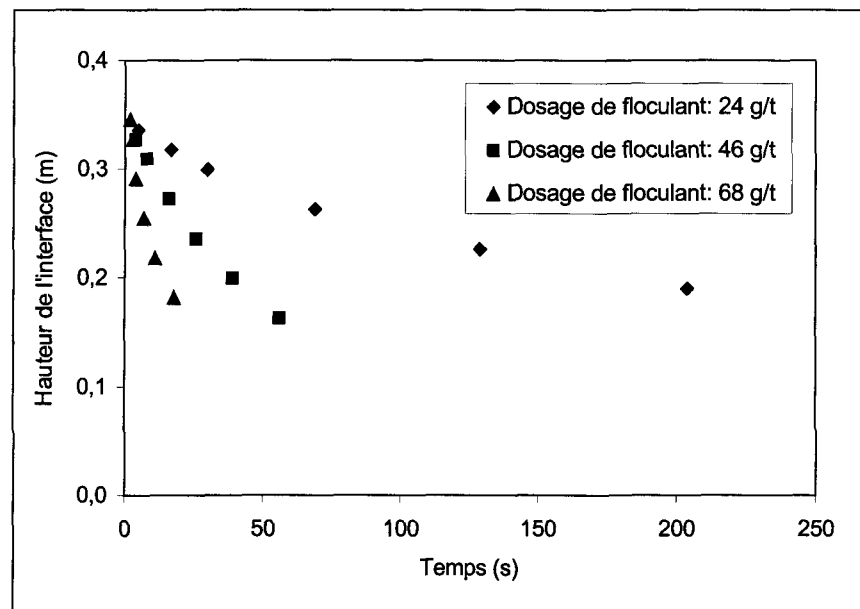


Figure 13 : Sédimentation en cylindre pour trois dosages de flocculant, à une concentration en solide de 82 kg/m^3 .

Sur les figures 11 à 13, on remarque que la vitesse de sédimentation, qui correspond à la pente de chaque courbe, est à peu près constante durant la partie initiale de l'essai. Dans quelques cas, elle diminue ensuite graduellement. La première partie correspond à la sédimentation et la seconde au compactage. On remarque aussi que la vitesse de sédimentation est plus grande lorsque le dosage de flocculant est plus important. De plus, on remarque qu'elle est plus grande lorsque la concentration en solide initiale est plus faible.

Ces résultats nous indiquent que le dosage de flocculant et la concentration en solide sont deux variables importantes gouvernant la décantation de la boue rouge. Leur effet sera étudié en détails plus loin.

5.2. DÉCANTATION DANS LE C-FLOC

Le C-Floc est un instrument de laboratoire permettant d'étudier expérimentalement la sédimentation de boue rouge en continu. Cet instrument a été développé par Alcan il y a quelques années (Ferland et al., 1997). Il s'agit d'un décanteur de boue rouge miniature et transparent dans lequel les agglomérats de boue peuvent être visuellement observés durant leur sédimentation. L'élément-clé est une colonne d'acrylique de 0,85 m de longueur dans laquelle un puits d'alimentation et un râteau sont installés, telle qu'illustrée à la figure 14. Une chemise d'eau chauffée maintient la colonne à une température d'opération constante. Une pompe à vitesse variable amène continuellement la suspension de boue rouge au sommet de la colonne. La solution de flocculant synthétique est ajoutée directement dans le tuyau d'alimentation de la suspension. La quantité de flocculant doit être ajustée afin

d'obtenir une floculation efficace. La floculation se fait dans le tuyau et la boue floculée est ensuite injectée dans la colonne. Les agglomérats de boue sédimentent à la base de la colonne et se compactent avec l'aide du râteau. Ils sont ensuite évacués par la pompe de sousverse. La liqueur claire à faible concentration en solide fait surverse au sommet de la colonne.

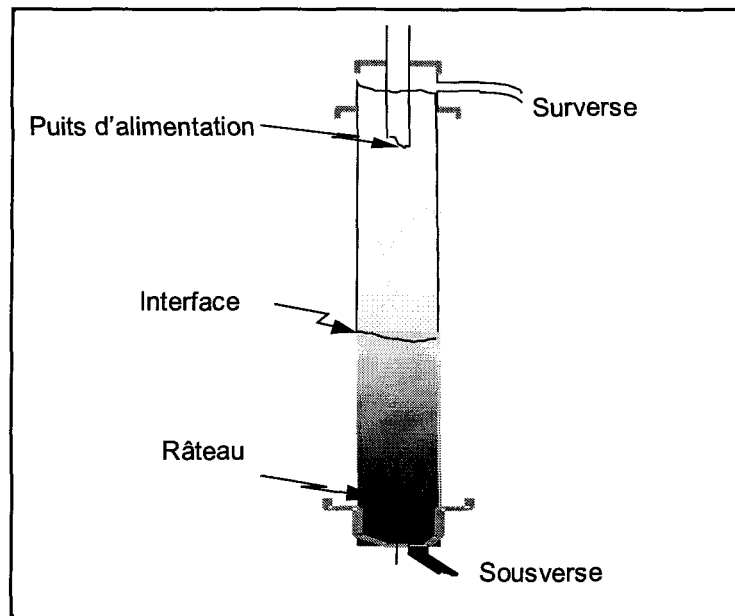


Figure 14 : Schéma du C-Floc.

Pour réaliser un essai typique, la concentration en solide est choisie et la suspension de boue rouge est préparée dans le réservoir d'alimentation. Une solution fraîche de floculant synthétique est aussi préparée et versée dans le réservoir de floculant. Une gamme de débit d'alimentation est balayée en recherchant à chaque fois le débit optimal de floculant. Des échantillons de boue sont amassés afin de déterminer les concentrations en

solide. Les valeurs de débit d'alimentation, débit de flocculant, niveau de boue sont notées afin d'évaluer les performances de sédimentation de l'ensemble boue-flocculant.

Un des paramètres importants à contrôler afin de bien simuler l'opération industrielle est la vitesse ascensionnelle du fluide dans la colonne de décantation. Cette vitesse se calcule à l'aide du débit d'alimentation, du débit de sousverse et de l'aire de la surface transversale de la colonne. L'équation suivante donne la vitesse ascensionnelle :

$$v_a = \frac{(q_a - q_s)}{a_c} \quad (49)$$

avec v_a , la vitesse ascensionnelle en m/s, q_a , le débit d'alimentation, en m³/s, q_s , le débit de sousverse, en m³/s, et a_c , l'aire de la surface transversale de la colonne, en m².

Cette vitesse représente, de façon simpliste, la vitesse de déplacement vertical vers le haut du fluide. Les agglomérats de solide doivent sédimenter contre ce liquide sous l'action de la gravité. Bien sûr, l'écoulement réel est plus complexe que décrit ici mais ce paramètre a le mérite d'être simple et de représenter qualitativement le comportement des agglomérats de boue rouge dans les décanteurs industriels.

Les principes physiques gouvernant le fonctionnement du C-Floc sont les mêmes que ceux gouvernant l'opération des décanteurs d'usines. L'avantage du C-Floc est qu'il permet facilement de faire des mesures de débit et de fraction solide en plus de permettre de visualiser directement les écoulements. Le tableau 9 présente certains paramètres expérimentaux choisis.

Tableau 9 : Paramètres expérimentaux pour la sédimentation avec le C-Floc.

Boue rouge	Vaudreuil Bopile
Température (°C)	60
Alumine (kg/m ³)	6,2
Soude caustique (kg/m ³ comme Na ₂ CO ₃)	14,7
Carbonate de sodium (kg/m ³)	13,9
Floculant	Nalco 85 029

Un ensemble de mesures a été réalisé avec le C-Floc en variant le débit d'alimentation et la hauteur de l'interface de boue. Le tableau 10 résume les principaux paramètres choisis ainsi que les variables mesurées. La vitesse ascensionnelle est calculée selon l'équation (49).

Les débits sont mesurés à l'aide de cylindres gradués appropriés. Pour déterminer les concentrations en solide, un volume de suspension est mesuré à l'aide d'un cylindre gradué et est ensuite filtré sous vide soit sur un papier filtre à pores de 20×10^{-6} m dans les cas où il y a plus de 1 kg/m^3 de solide, ou soit sur un papier filtre à pores de $0,47 \times 10^{-6}$ m dans les cas où il y a moins de 1 kg/m^3 de solide. Le solide resté sur le filtre est lavé à l'eau, séché au four à 105 °C et pesé. Le dosage de floculant, exprimé en %, représente le nombre de kilogramme de floculant pur par 100 kilogrammes de boue sèche. On l'obtient à l'aide de l'équation suivante :

$$d_f = \frac{q_f c_f}{q_a c_a} \cdot 1000 \quad (50)$$

avec d_f , le dosage de floculant en %; q_f et c_f , le débit (m³/s) et la concentration de

floculant (%); q_a et c_a , le débit (m^3/s) et la concentration en solide (kg/m^3) de l'alimentation. On peut aussi exprimer le dosage en gramme de floculant par tonne de boue sèche (g/t) en multipliant le dosage, exprimé en %, par 1000. La hauteur du niveau de boue est mesurée à l'aide d'une règle.

Tableau 10 : Paramètres fixés et variables mesurées lors des essais de sédimentation avec le C-Floc.

Essai	Débit alimentation		Solide alimentation (fixé)	Débit de floculant		Dosage de floculant		Débit sousverse		Solide sous-verse (mes.)	Hauteur du niveau de boue (fixée)	Débit surverse		Solide surverse		Vitesse ascensionnelle	
	(fixé)			(fixé)		(fixé)		(mesuré)				(mesuré)		(mesuré)		(mesurée)	
	10^{-6} m ³ /s	ml/ min	kg/m ³	10^{-8} m ³ /s	ml/ min	%	g/t	10^{-6} m ³ /s	ml/ min	kg/ m ³	m	10^{-6} m ³ /s	ml/ min	kg/ m ³	mg/l	10^{-3} m/s	m/h
1	2,50	150	49	1,17	0,7	0,0044	44	0,67	40	344	0,05	1,83	110	0,067	67	0,673	2,4
2	2,50	150	47	1,17	0,7	0,0049	49	0,58	35	360	0,09	1,92	115	0,045	45	0,703	2,5
3	2,50	150	49	1,17	0,7	0,0048	48	0,50	30	422	0,18	2,00	120	0,058	58	0,734	2,6
4	4,17	250	50	2,83	1,7	0,0068	68	0,95	57	273	0,05	3,22	193	0,102	102	1,180	4,2
5	4,25	255	50	2,83	1,7	0,0067	67	0,90	54	283	0,09	3,35	201	0,074	74	1,229	4,4
6	4,12	247	50	2,83	1,7	0,0069	69	0,85	51	321	0,18	3,27	196	0,092	92	1,198	4,3
7	6,42	385	52	7,50	4,5	0,0113	113	1,70	102	247	0,05	4,72	283	0,156	156	1,730	6,2
8	6,42	385	49	7,50	4,5	0,0120	120	1,60	96	250	0,09	4,82	289	0,102	102	1,767	6,4
9	6,75	405	50	7,50	4,5	0,0112	112	1,35	81	307	0,18	5,40	324	0,108	108	1,981	7,1

CHAPITRE 6

SIMULATION MATHÉMATIQUE DE LA DÉCANTATION DE LA BOUE ROUGE

Ce chapitre présente les modèles mathématiques de la décantation de la boue rouge. La première section discute le cas de la décantation en cylindre. La deuxième section présente le cas de la décantation dans le C-Floc. La dernière section discute le cas de la modélisation mathématique à l'échelle industrielle de la décantation de la boue rouge dans l'épaississeur Bopile. Lorsque disponibles, les résultats expérimentaux du chapitre 5 serviront à valider les modèles mathématiques présentés ici.

6.1. DÉCANTATION EN CYLINDRE

La symétrie du problème permet de faire une simulation axi-symétrique à deux dimensions. Un maillage de 25 X 30 est choisi. La simulation est en mode transitoire et à température constante. On considère deux phases : la liqueur Bayer et les agglomérats de boue floclée. Le diamètre moyen et la densité moyenne des agglomérats sont fixés à partir de dosage de flocculant tel que discuté à l'annexe 3. On considère que les agglomérats sont bien caractérisés par ces valeurs moyennes. Au temps initial, on suppose que les agglomérats sont déjà formés et qu'ils sont distribués de façon homogène dans la suspension. On ne simule donc pas le mécanisme de la floculation. Les propriétés de la

liqueur et de la boue rouge sont celles données aux tableaux 1, 2 et 3 du chapitre 2. Pour des raisons de consistance avec les descriptions subséquentes de la décantation dans le C-Floc et celle en usine, une simulation en régime turbulent pour la phase liquide est choisie. Le modèle de turbulence $k-\varepsilon$ est utilisé pour décrire la phase liquide alors que la phase solide est considérée laminaire. La viscosité de la phase liquide est donnée par l'équation (38). Le coefficient de traînée est exprimé en tenant compte de la concentration élevée de solide, tel que décrit à la section 3.5.2. La pression solide se manifeste lorsque la concentration de solide augmente tel que décrit à la section 3.5.4. Le paramètre b , de l'équation de pression solide, est fixé à 100 afin d'obtenir un bon accord entre les résultats expérimentaux et ceux de simulation, pour le compactage de la boue.

6.1.1. PARAMÈTRES ET PROPRIÉTÉS DES PHASES

Le tableau 11 illustre les paramètres de la simulation. La concentration en solide et le dosage de flocculant sont variés d'une simulation à l'autre.

Tableau 11 : Paramètres de la simulation de la sédimentation en cylindre.

Température (°C)	60
Fraction volumique de liquide initiale	0,918; 0,839; 0,751
Fraction volumique de solide initiale	0,082; 0,161; 0,249
Concentration de solide initiale (kg/m ³)	27; 53; 82
Densité du liquide (kg/m ³)	1 078
Densité du solide (kg/m ³)	1 292
Diamètre moyen du solide (10 ⁻⁶ m)	422, 846, 1 271
Pas de temps (s)	1,0

En utilisant la courbe de l'annexe 3, on obtient un diamètre moyen du solide de 422×10^{-6} m pour le dosage de floculant de 24 g/t; un diamètre de 846×10^{-6} m pour le dosage de 46 g/t et $1\,271 \times 10^{-6}$ m pour le dosage de 68 g/t. Les fractions volumiques de solide sont calculées à partir de la concentration de solide en kg/m^3 en utilisant la relation (22).

6.1.2. CONDITIONS AUX FRONTIÈRES

Le fluide en contact avec les parois du cylindre est au repos. Un plan de symétrie est imposé au sommet du cylindre afin de simuler la surface libre horizontale. Un axe de symétrie est aussi imposé au centre du cylindre puisque la simulation est axi-symétrique. Il n'y a aucune entrée ou sortie de masse. Au temps initial, les deux phases sont distribuées uniformément dans le cylindre selon la concentration de solide initiale.

6.1.3. MAILLAGE

Un maillage composé de 750 cellules représente le cylindre de sédimentation. Il s'agit d'un maillage à deux dimensions en coordonnées cylindriques. La première dimension représente le rayon du cylindre qui est de 0,03 m (25 cellules). La deuxième dimension représente la hauteur du cylindre qui est de 0,354 m (30 cellules).

6.1.4. SOLUTION

La solution des équations se fait à l'aide de CFX 4.3. La simulation est transitoire avec un pas de temps de 1,0 seconde. Le calcul se poursuit jusqu'à ce que la position de l'interface de solide soit à peu près stabilisée. Les simulations typiques, exécutées sur un

ordinateur Pentium III à 866 MHz, prennent de 10 à 15 minutes selon la vitesse de sédimentation du problème.

6.1.5. CAS DE BASE

Les paramètres choisis pour simuler le cas de base sont présentés au tableau 12.

Tableau 12 : Paramètres utilisés pour la simulation du cas de base de la sédimentation en cylindre.

Température (°C)	60
Densité du liquide (kg/m ³)	1 078
Viscosité du liquide (Pa·s)	Équation (38)
Densité du solide (kg/m ³)	1 292
Diamètre du solide (10 ⁻⁶ m)	846
Concentration en solide (kg/m ³)	53
Concentration en solide (fraction volumique)	0,161

Le fichier de commande de CFX est présenté à l'annexe 4. Les résultats sont présentés aux figures 15 à 20 dans le plan x-y. L'axe des y représente en fait le rayon du cylindre et l'axe des x représente la hauteur du cylindre. La gravité agit selon la direction positive de l'axe des x. L'échelle est agrandie d'un facteur 5 selon l'axe des y afin de mieux présenter les résultats.

Les figures 15 et 16 présentent le champ de vitesse de la phase solide pour des temps de 1 seconde et 10 secondes après le début de la sédimentation. Après 1 seconde, presque toute la phase solide descend verticalement vers le fond à vitesse constante, sous l'action de la gravité.

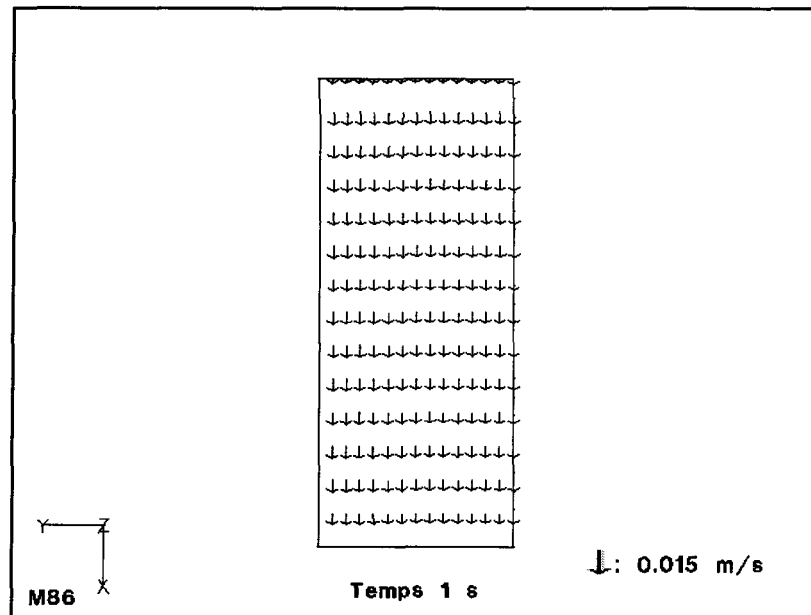


Figure 15 : Champ de vitesse du solide dans le cylindre, après 1 seconde.

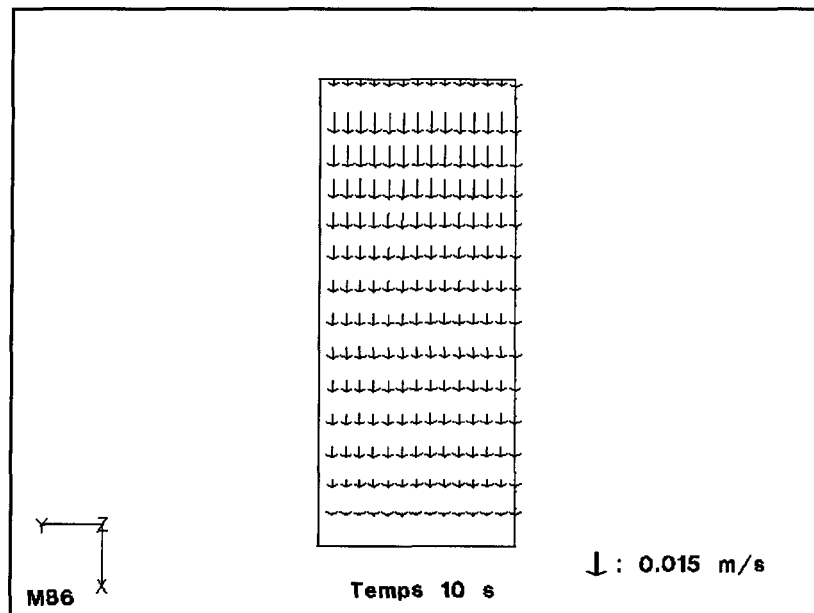


Figure 16 : Champ de vitesse du solide dans le cylindre, après 10 secondes.

Après 10 secondes, on observe les phénomènes suivants : dans la zone supérieure du cylindre, le solide sédimente à plus grande vitesse; dans la zone intermédiaire, le solide sédimente à la même vitesse qu'au début; dans la zone inférieure, près du fond, le solide a une vitesse presque nulle.

Les figures 17 à 20 présentent le profil de fraction volumique de solide après 2, 10, 30 et 35 secondes. Rappelons que la fraction volumique de solide initiale est 0,161. On remarque que déjà après 2 secondes, il y a apparition d'une interface. Dans la zone supérieure du cylindre, la fraction volumique de solide est plus faible que la fraction initiale alors que dans la zone inférieure, elle est supérieure. Il y a donc accumulation du solide au fond du cylindre. Cette accumulation est encore plus évidente après 10 et 30 secondes. L'état stationnaire est presque atteint après 35 secondes puisqu'il y a peu de différence entre les deux dernières figures. Presque tout le solide est déposé au fond du cylindre. On peut suivre la position de l'interface de sédimentation en fonction du temps en choisissant la surface où la fraction volumique de solide correspond à la moitié de la fraction volumique initiale de solide. Dans le cas des figures 17 à 20, cette fraction volumique est 0,08 et est identifiée par B. On note donc la position de l'interface comme étant la distance par rapport au fond, selon l'axe des x, mesurée à la demie du rayon du cylindre et correspondant à la moitié de la fraction volumique initiale.

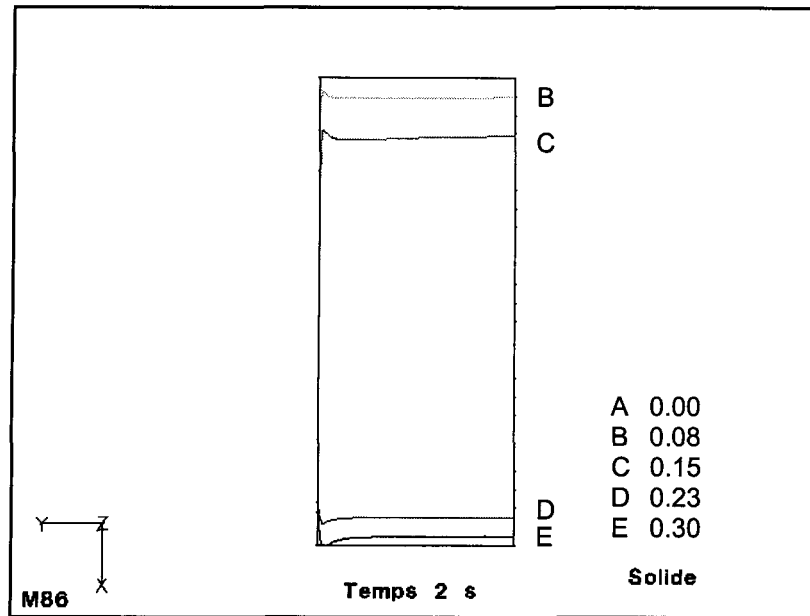


Figure 17 : Profil de fraction volumique de solide dans le cylindre, après 2 secondes.

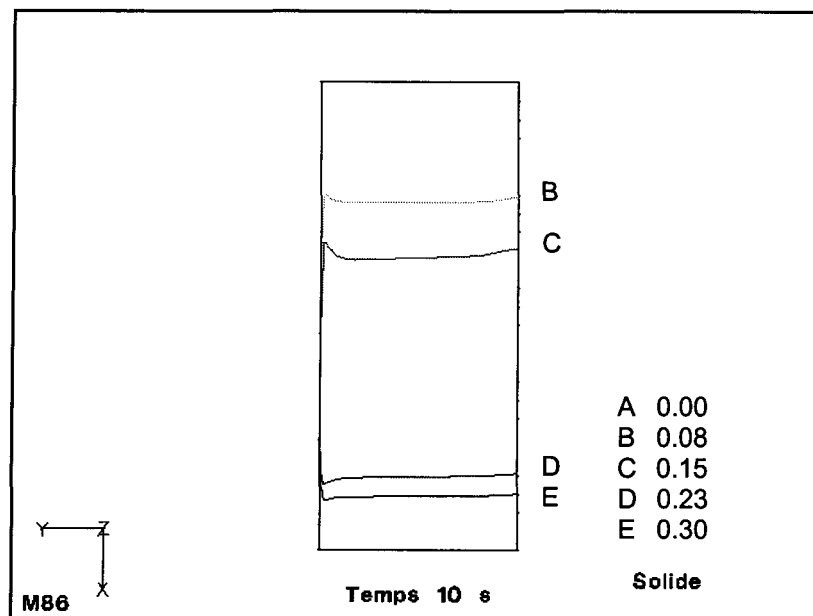


Figure 18 : Profil de fraction volumique de solide dans le cylindre, après 10 secondes.

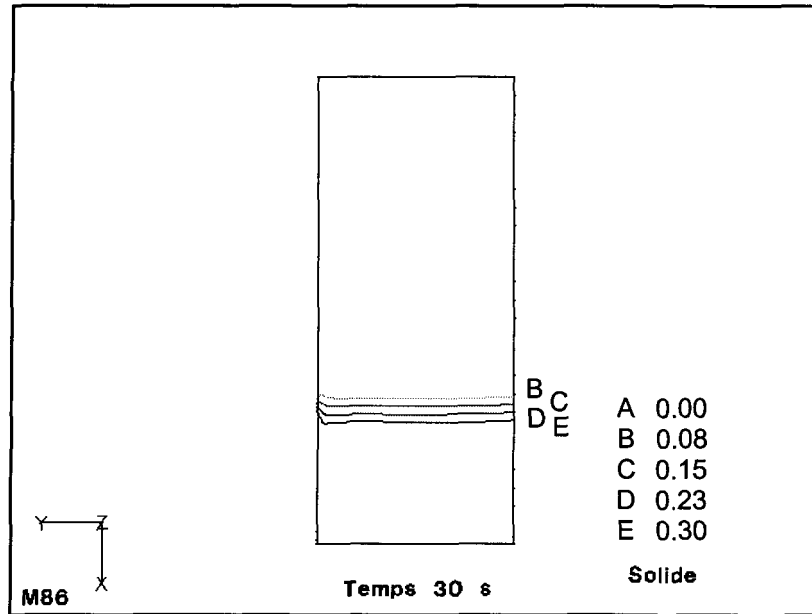


Figure 19 : Profil de fraction volumique de solide dans le cylindre, après 30 secondes.

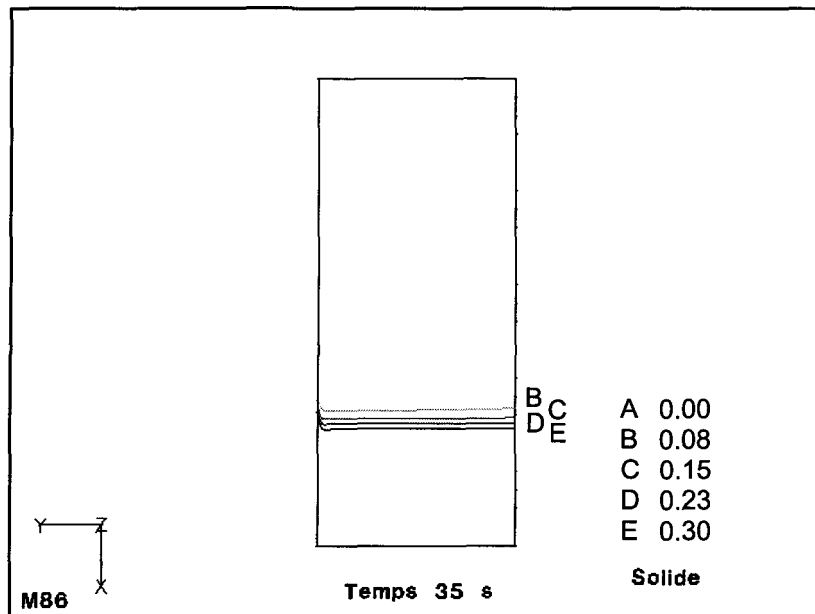


Figure 20 : Profil de fraction volumique de solide dans le cylindre, après 35 secondes.

6.1.6. EFFET D'UN MAILLAGE PLUS FIN

Afin de s'assurer que les résultats sont indépendants du maillage, le cas de base a aussi été simulé avec un maillage quatre fois plus fin (50 X 60 cellules). Les résultats obtenus sont très semblables comme le démontrent les figures 21 et 22 comparées aux figures 16 et 18. On peut donc conclure que le maillage choisi pour le cas de base est suffisamment fin.

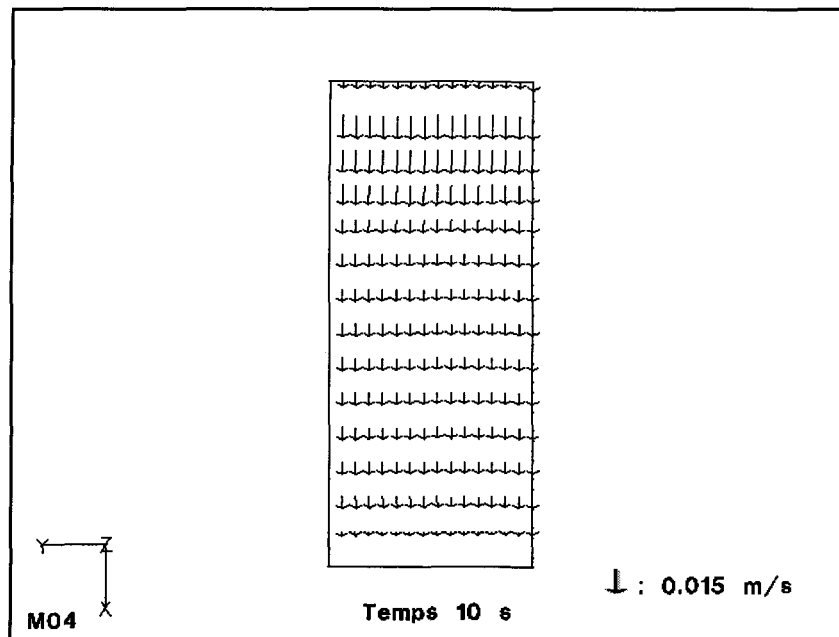


Figure 21 : Champ de vitesse du solide dans le cylindre,
après 10 secondes, avec un maillage plus fin.

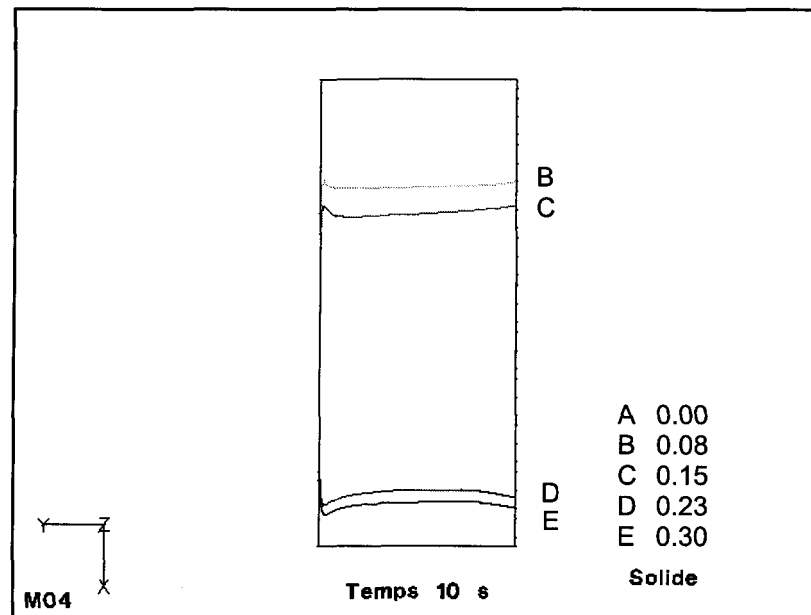


Figure 22 : Profil de fraction volumique de solide dans le cylindre, après 10 secondes, avec un maillage plus fin.

6.1.7. VALIDATION

Afin de valider le modèle mathématique, quelques simulations ont été faites à des conditions similaires à celles choisies lors des essais expérimentaux présentés aux tableaux 6, 7 et 8 plus haut. Le tableau 11 donne les paramètres des simulations et les tableaux 13, 14 et 15 rapportent les résultats des simulations pour la position de l'interface déterminée de la façon décrite à la section 6.1.5.

Tableau 13 : Position de l'interface lors de la simulation de la sédimentation en cylindre à une concentration en solide de 27 kg/m^3 , avec trois dosages de flocculant.

Dosage : 24 g/t		Dosage : 46 g/t		Dosage : 68 g/t	
Temps	Position	Temps	Position	Temps	Position
s	m	s	m	s	m
3	0,347	1	0,347	1	0,334
5	0,335	2	0,331	3	0,288
19	0,276	4	0,304	6	0,216
33	0,217	6	0,277	10	0,120
37	0,200	12	0,195	12	0,075
41	0,184	15	0,155	15	0,061
45	0,167	20	0,088	20	0,059
49	0,150	50	0,067	40	0,055

Tableau 14 : Position de l'interface lors de la simulation de la sédimentation en cylindre à une concentration en solide de 53 kg/m^3 , avec trois dosages de flocculant.

Dosage : 24 g/t		Dosage : 46 g/t		Dosage : 68 g/t	
Temps	Position	Temps	Position	Temps	Position
s	m	s	m	s	m
5	0,342	2	0,337	2	0,321
10	0,326	5	0,308	4	0,287
15	0,312	10	0,260	6	0,252
20	0,298	15	0,213	8	0,217
30	0,270	20	0,166	10	0,182
40	0,241	25	0,126	15	0,111
50	0,213	30	0,110	20	0,096
70	0,157	35	0,102	25	0,095
100	0,115	50	0,099	30	0,096

Tableau 15 : Position de l'interface lors de la simulation de la sédimentation en cylindre à une concentration en solide de 82 kg/m^3 , avec trois dosages de floculant.

Dosage : 24 g/t		Dosage : 46 g/t		Dosage : 68 g/t	
Temps	Position	Temps	Position	Temps	Position
s	m	s	m	s	m
10	0,341	5	0,328	2	0,334
20	0,326	10	0,301	4	0,312
30	0,313	20	0,248	6	0,291
40	0,299	30	0,198	10	0,249
50	0,286	40	0,165	15	0,198
70	0,258	50	0,150	20	0,163
100	0,217	60	0,140	25	0,147
150	0,166	70	0,139	30	0,139
200	0,146	80	0,139	40	0,142

Les figures 23 à 25 illustrent la très bonne correspondance entre les résultats mesurés et ceux simulés. Les symboles représentent les données expérimentales des tableaux 6, 7 et 8 alors que les lignes pointillées représentent les données de simulation provenant des tableaux 13, 14 et 15. Le tableau 16 et la figure 26 présentent la comparaison des vitesses de sédimentation mesurées et simulées pour tous les cas étudiés. La vitesse est donnée par la pente initiale des courbes de position de l'interface en fonction du temps. On voit un bon accord général entre les deux vitesses puisque les valeurs sont près de la ligne de correspondance. Il faut noter que l'imprécision de la mesure de la position de l'interface augmente à mesure que la vitesse de sédimentation augmente.

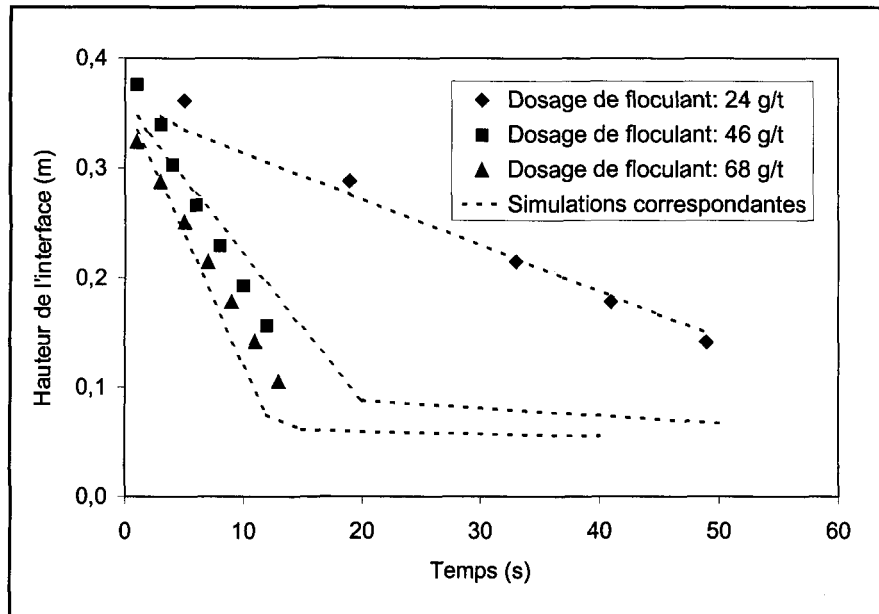


Figure 23 : Comparaison des positions de l'interface mesurées et simulées lors de la sédimentation en cylindre à 27 kg/m^3 , avec trois dosages de flocculant.

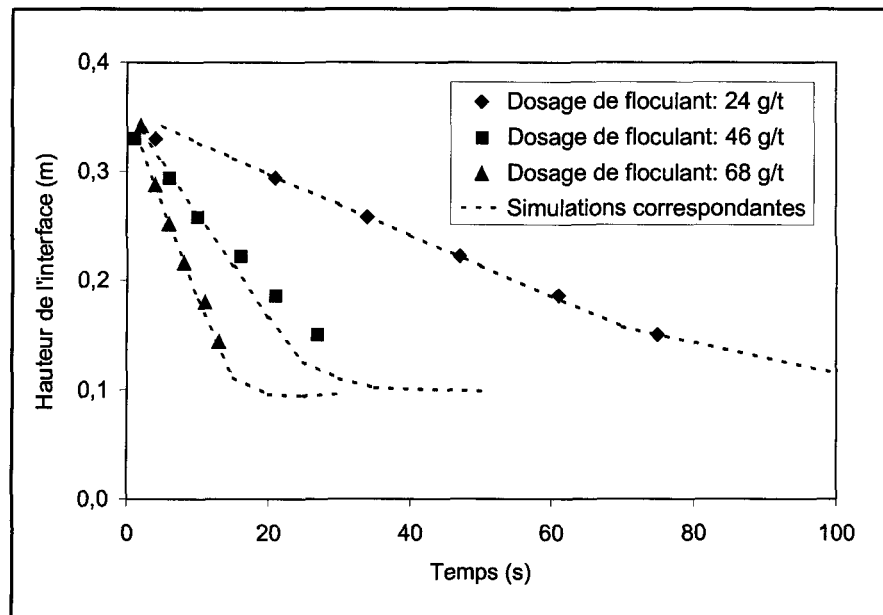


Figure 24 : Comparaison des positions de l'interface mesurées et simulées lors de la sédimentation en cylindre à 53 kg/m^3 , avec trois dosages de flocculant.

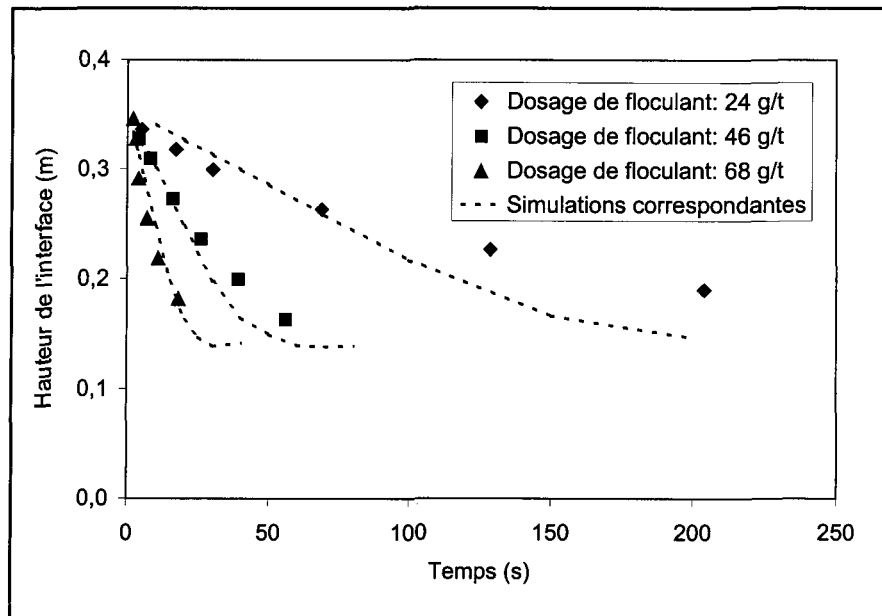


Figure 25 : Comparaison des positions de l'interface mesurées et simulées lors de la sédimentation en cylindre à 82 kg/m^3 , avec trois dosages de flocculant.

Tableau 16 : Vitesses de sédimentation expérimentales et simulées lors de la sédimentation en cylindre pour trois concentrations de solide à trois dosages de flocculant.

Concentration de solide	Dosage de flocculant	Vitesse expérimentale	Vitesse simulée
kg/m^3	g/t	10^{-3} m/s	10^{-3} m/s
27	24	5,1	4,4
27	46	18,3	13,9
27	68	18,2	23,8
53	24	2,7	2,9
53	46	7,0	9,5
53	68	18,0	17,4
82	24	1,0	1,4
82	46	4,1	5,3
82	68	12,7	10,6

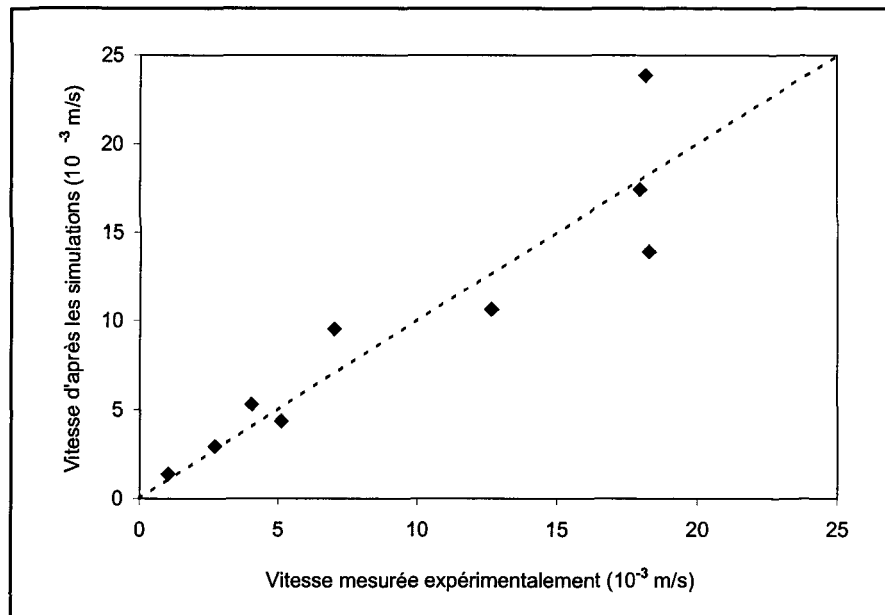


Figure 26 : Comparaison des vitesses de sédimentation mesurées et simulées lors de la sédimentation en cylindre.

6.1.8. ÉTUDE PARAMÉTRIQUE

À partir des résultats présentés aux tableaux 13 à 15, on peut étudier l'effet des deux paramètres les plus importants sur la sédimentation de la boue rouge; à savoir la concentration initiale en solide et le dosage de flocculant. Les figures 27 et 28 présentent ces résultats.

À la figure 27, on observe que la concentration initiale en solide a un rôle marqué sur la vitesse de sédimentation. Plus il y a de solides et plus la vitesse de sédimentation est faible. Ceci s'explique par la sédimentation freinée causée par l'interaction des particules entre elles. Le modèle mathématique rend bien compte de ce phénomène.

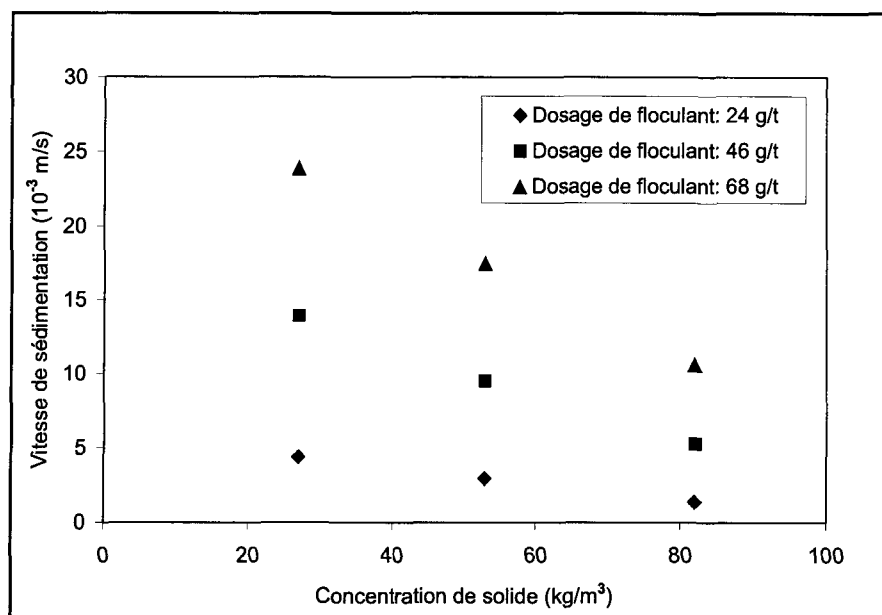


Figure 27 : Résultats de simulations démontrant l'effet de la concentration en solide sur la vitesse de sédimentation, pour trois dosages de flocculant.

L'effet du dosage de flocculant est présenté à la figure 28. On observe la réponse de la vitesse de sédimentation à une augmentation de dosage de flocculant. Ce comportement est à la base du contrôle de l'opération d'un décanteur de boue rouge et est bien rendu par le modèle mathématique. Il s'agit en fait de l'effet de l'augmentation du diamètre du solide avec le dosage de flocculant. On observe aussi la diminution de la sensibilité de la vitesse de sédimentation au dosage de flocculant (pente des courbes) comme la concentration de solide augmente. Ce phénomène est aussi bien connu et explique le besoin de dilution lors de la sédimentation d'une suspension concentrée en solide.

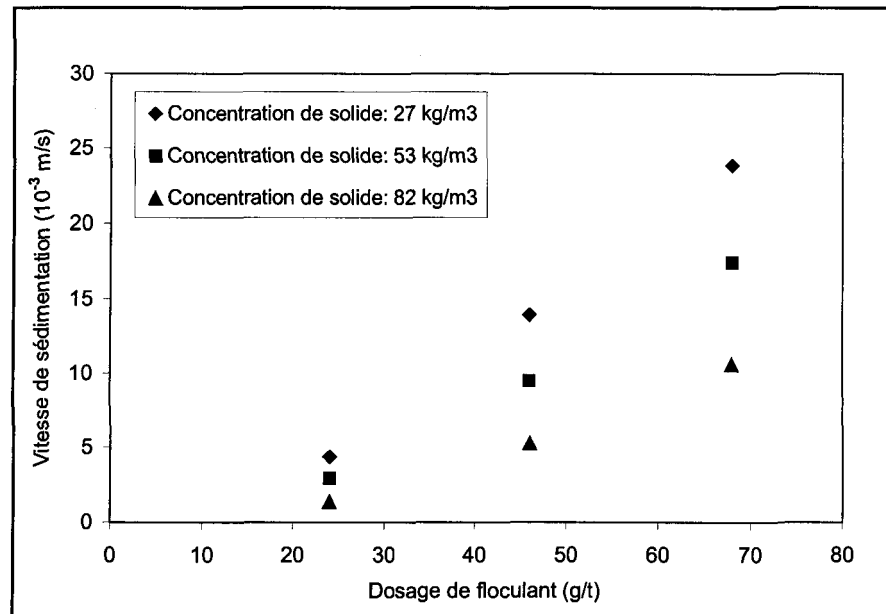


Figure 28 : Résultats de simulations démontrant l'effet du dosage de flocculant sur la vitesse de sédimentation, pour trois concentrations de solide.

6.1.9. CONCLUSION SUR LA DÉCANTATION EN CYLINDRE

La simulation des essais en cylindre nous a permis de valider les modèles décrivant la sédimentation de la boue. Cette sédimentation s'est effectuée en fournée. L'étude paramétrique prédit les comportements normaux observés autant lors d'essais en laboratoire que lors de l'opération de décanteurs industriels. Ceci nous donne la confiance de simuler la sédimentation en continu avec le C-Floc.

6.2. DÉCANTATION DANS LE C-FLOC

Afin de pouvoir évaluer analytiquement la sédimentation des agglomérats de boue rouge, une simulation turbulente biphasique représentant l'écoulement dans le C-Floc est réalisée. La première phase est continue et représente la liqueur Bayer. La deuxième phase

est discrète et représente les agglomérats de boue floculée. Les deux phases interagissent et il y a échange de quantité de mouvement par l'intermédiaire du coefficient de traînée tel que décrit à la section 3.5.2. Aucune réaction chimique ni transfert de masse ne sont présents. La température est constante. La sédimentation se fait sous l'action de la gravité à cause de la différence de densité entre les deux phases. La sédimentation freinée des particules est prise en compte tel que décrit à la section 3.5.2. La pression solide limitant le compactage est aussi incluse dans le modèle selon le traitement décrit à la section 3.5.4. Le nombre de Reynolds de l'écoulement dans le tuyau d'alimentation du C-Floc est à peu près 1 000. Afin d'être général, l'effet de la turbulence est inclus dans la simulation. Le modèle habituel $k-\varepsilon$ est appliqué à la phase liquide.

6.2.1. PARAMÈTRES ET PROPRIÉTÉS DES PHASES

Le tableau 17 présente les propriétés des phases en présence.

Tableau 17 : Propriétés des phases pour les simulations du C-Floc.

Température (°C)	60
Densité du liquide (kg/m ³)	1 022
Viscosité du liquide (Pa·s)	Équation (38)
Densité du solide (kg/m ³)	1 292
Diamètre du solide (10 ⁻⁶ m)	160 à 1 251
Concentration en solide (kg/m ³)	27 à 73
Concentration en solide (fraction volumique)	0,067 à 0,181
Débit d'alimentation (10 ⁻⁶ m ³ /s)	2,50 à 6,67

Le calcul de la densité du liquide est basé sur les concentrations d'alumine, de soude caustique, de carbonate de sodium et de carbone organique et s'exprime à partir d'une corrélation établie par Alcan (Cousineau, 1994). Le diamètre et la densité du solide sont calculés à partir du dosage de flocculant tel que décrit à l'annexe 3. Les concentrations de solide sont choisies pour représenter les concentrations moyennes des essais décrits à la section 5.2 et la conversion en fraction volumique se fait en utilisant l'équation (22). La viscosité laminaire de la phase liquide est calculée à l'aide de l'équation (20) afin de tenir compte de la présence de solide. La viscosité efficace est calculée à l'aide de l'équation (38). La vitesse d'alimentation est fixée de façon à donner un débit de suspension conforme à celui observé expérimentalement tel que décrit au tableau 10.

6.2.2. CONDITIONS AUX FRONTIÈRES

La géométrie du problème représente la colonne de sédimentation du C-Floc. Le fluide en contact avec les parois de la colonne est au repos. Un plan de symétrie est imposé au sommet de la colonne afin de simuler la surface libre horizontale. Puisque l'opération est en continu, il y a une entrée (inlet) située au centre sur le dessus de la colonne et il y a deux sorties (outlet). La première est appelée la sousverse et permet à la boue compactée d'être évacuée de la base de la colonne. La deuxième est appelée la surverse et permet au liquide à faible concentration en solide d'être évacué au travers de la paroi près du sommet de la colonne. La répartition des débits à la surverse et à la sousverse est fixée pour chaque phase. Le puits d'alimentation est simulé par l'ajout d'une surface mince autour de l'entrée à l'intérieur de la colonne.

6.2.3. MAILLAGE

Un maillage composé de 14 250 cellules représente la colonne de sédimentation du C-Floc tel qu'illustré à la figure 29. Noter que l'échelle selon l'axe des x et selon l'axe des y est agrandie d'un facteur de 10 afin de permettre de mieux voir le domaine, et ce pour toutes les figures présentant les résultats. La colonne mesure 0,878 m de hauteur et le rayon intérieur est de 0,032 m. Le puits d'alimentation mesure 0,15 m de hauteur et son rayon intérieur est de 0,02 m. Le rayon intérieur de l'entrée est de 0,01 m; celui de la surverse est de 0,02 m et celui de la sousverse est de 0,01 m.

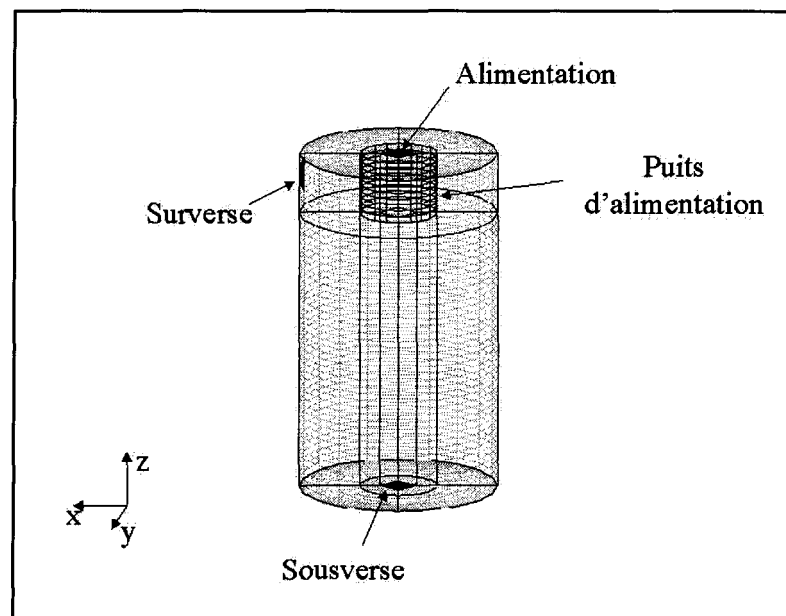


Figure 29 : Maillage du C-Floc.

6.2.4. SOLUTION

La solution des équations se fait à l'aide de CFX 4.3. La recherche de l'état stationnaire se fait à partir d'une simulation transitoire avec un pas de temps variable de 0,5

à 100 secondes dépendant du temps du problème. L'état stationnaire est atteint après un temps correspondant à trois fois le temps moyen de résidence de la suspension dans la colonne du C-Floc. Ce temps se calcule en divisant le volume de la colonne de sédimentation par le débit d'alimentation et est présenté au tableau 18.

Tableau 18 : Estimation du temps d'atteinte de l'état stationnaire pour la sédimentation avec le C-Floc.

Débit d'alimentation	Temps de résidence	Temps pour atteindre l'état stationnaire
$10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$	s	s
2,50	1 130	3 390
4,17	678	2 034
6,67	424	1 272

Les simulations typiques, exécutées sur un ordinateur Pentium III à 866 MHz, prennent de 100 à 210 minutes pour converger à l'état stationnaire. Il a été décidé de procéder par simulation en mode transitoire parce que la convergence est plus facile et parce que ceci représente fidèlement l'opération du C-Floc en laboratoire.

6.2.5. CAS DE BASE

Les paramètres choisis pour simuler le cas de base sont présentés au tableau 19. Le fichier de commande de CFX est présenté à l'annexe 5. La figure 30 présente le champ des vecteurs vitesse dans le plan xz à $y=0$ pour la phase liquide. Le puits d'alimentation et la

surverse sont clairement visibles sur la figure. On y retrouve aussi les lignes de jonction entre les blocs du maillage.

Tableau 19 : Paramètres pour la simulation du cas de base du C-Floc.

Température (°C)	60
Densité du liquide (kg/m ³)	1 022
Viscosité du liquide (Pa·s)	Équation (38)
Densité du solide (kg/m ³)	1 292
Diamètre du solide (10 ⁻⁶ m)	1 251
Concentration en solide (kg/m ³)	50
Concentration en solide (fraction volumique)	0,124
Débit d'alimentation (10 ⁻⁶ m ³ /s)	4,17
Débit de sousverse (10 ⁻⁶ m ³ /s)	0,88

L'échelle de longueur des vecteurs vitesse est indiquée au coin inférieur droit de la figure. On y remarque que le liquide descend au centre de la colonne en direction de la base de celle-ci. En s'en approchant, il change graduellement de direction pour remonter le long de la paroi de la colonne. Ce comportement est attendu puisque la majeure partie du liquide est évacuée par la surverse de la colonne.

La figure 31 présente le champ des vecteurs vitesse de la phase solide selon le même plan. On remarque que le solide sédimente vers la base de la colonne où il est à peu près au repos. Il y a très peu de mouvement dans le lit de boue étant donné la grande viscosité de la suspension et le faible débit à la sousverse.

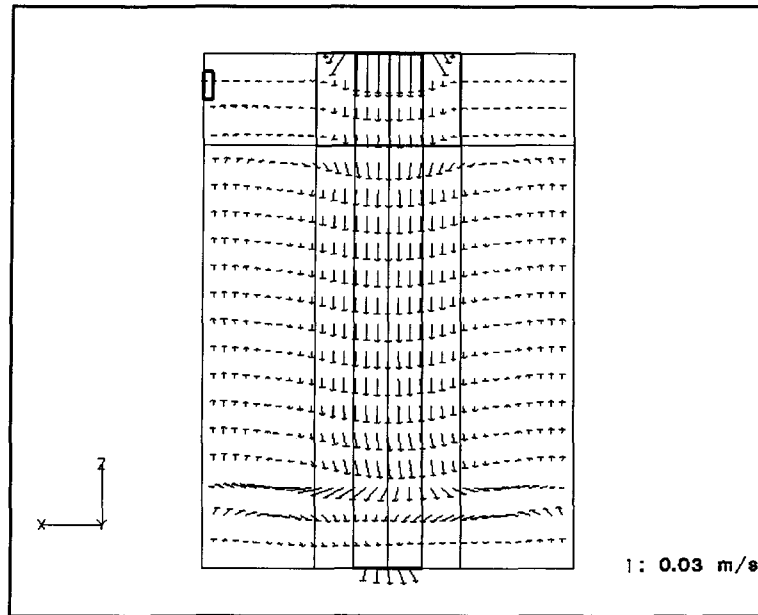


Figure 30 : Champ de vitesse de la phase liquide
pour la simulation du cas de base du C-Floc.

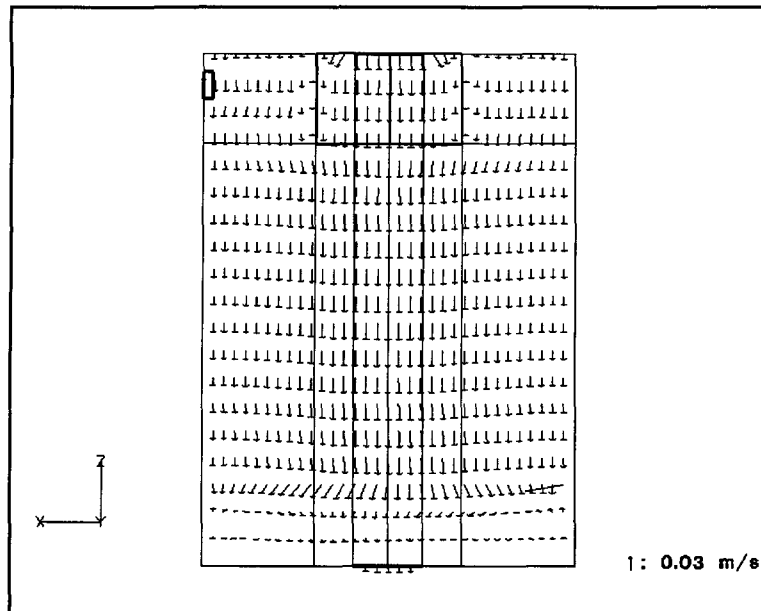


Figure 31 : Champ de vitesse de la phase solide
pour la simulation du cas de base du C-Floc.

La concentration en solide est présentée à la figure 32. On observe que tout le solide est déposé au fond de la colonne. La figure 33 présente les mêmes résultats mais en insistant sur un domaine de fraction volumique de 0 à 0,05. On remarque que la phase solide sédimente verticalement directement au-dessous du tuyau d'alimentation. La position de l'interface de boue est mesurée à la concentration de solide correspondant à la moitié de la teneur en solide à l'alimentation. On fait cette mesure à la moitié du rayon de la colonne de sédimentation, c'est-à-dire à $x=0,016$ m.

La viscosité efficace de la phase liquide est présentée à la figure 34. Tel que mentionné précédemment, la viscosité de la phase liquide devient très grande lorsque la fraction volumique de solide est grande indiquant que le liquide ne peut pas se déplacer facilement.

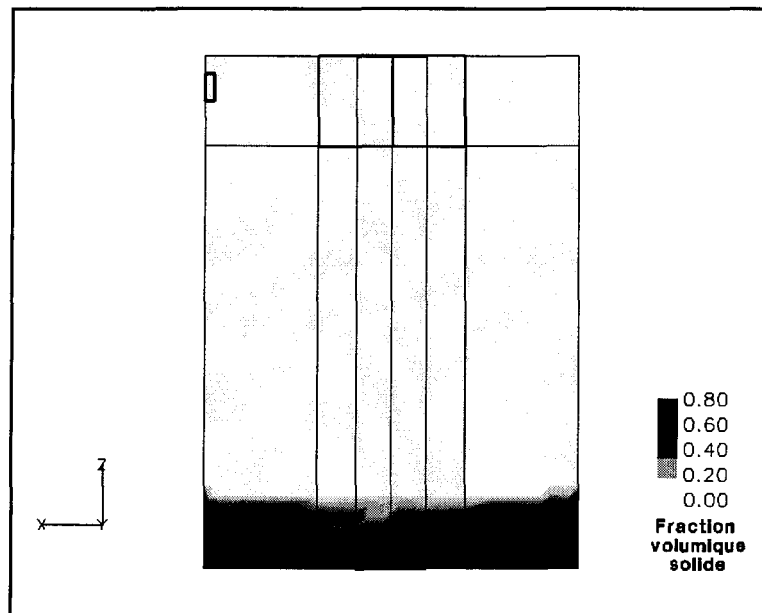


Figure 32 : Concentration en solide pour la simulation
du cas de base du C-Floc.

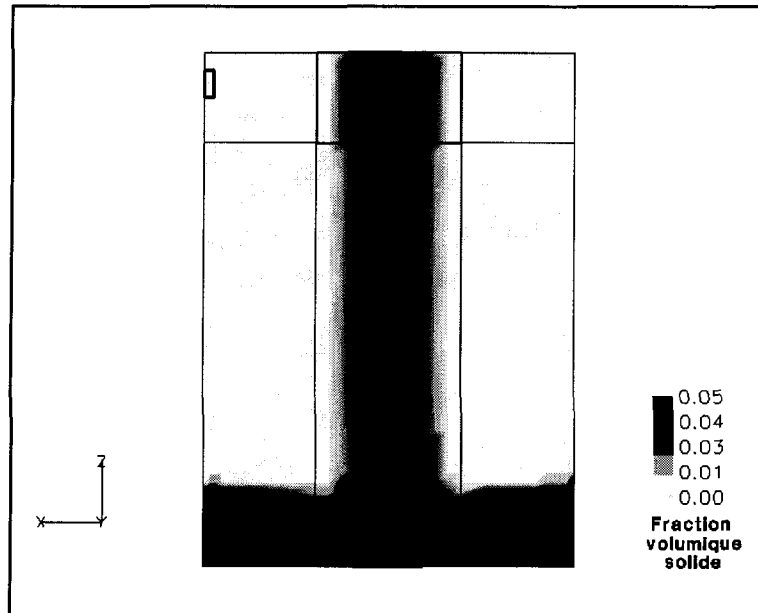


Figure 33 : Concentration en solide pour la simulation du cas de base du C-Floc; échelle agrandie.

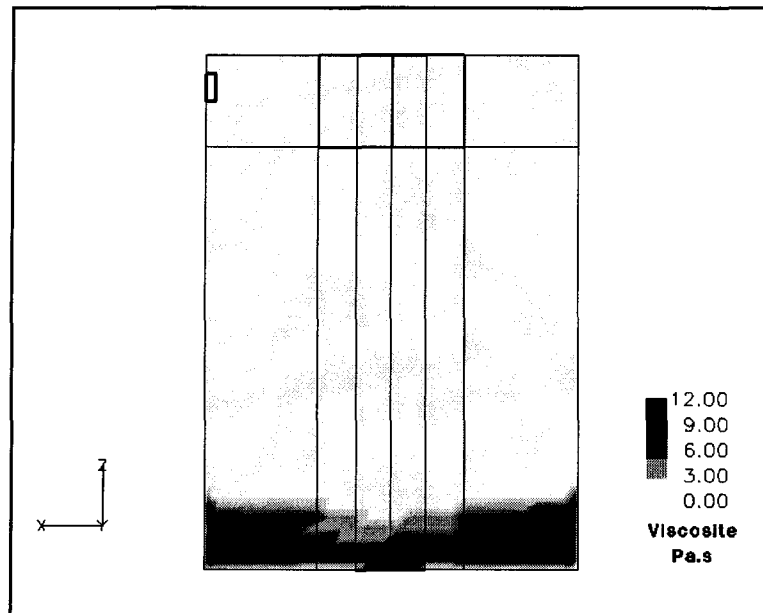


Figure 34 : Viscosité efficace de la phase liquide pour la simulation du cas de base du C-Floc.

Une vue du dessus de la colonne, à la hauteur du centre de la sortie de surverse, est présentée à la figure 35 où sont illustrés les vecteurs vitesse de la phase liquide. On observe que le liquide se dirige vers la surverse à une vitesse proche de 0,005 m/s.

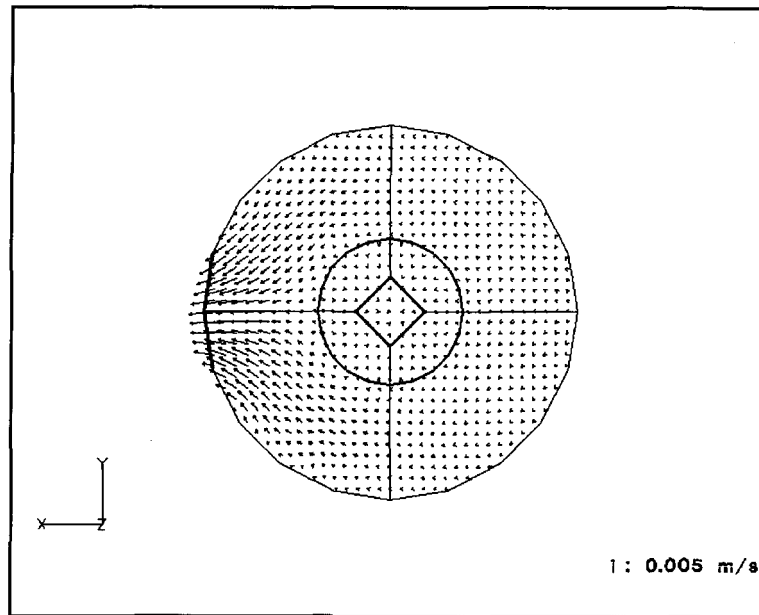


Figure 35 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base du C-Floc, vu du dessus à la hauteur de la surverse.

6.2.6. EFFET D'UN MAILLAGE PLUS FIN

Afin de vérifier si le maillage est correct, le cas de base est simulé à nouveau pour un maillage plus fin comprenant près de quatre fois plus de cellules, soit 52 800 cellules. Les figures 36 et 37 présentent respectivement le champ de vitesse de la phase liquide et le profil de concentration solide. En comparant ces données avec celles des figures 30 et 33, on remarque que les résultats sont très semblables. Ceci indique que le maillage du cas de base représente bien le problème et qu'il n'y a pas de gain à raffiner le maillage.

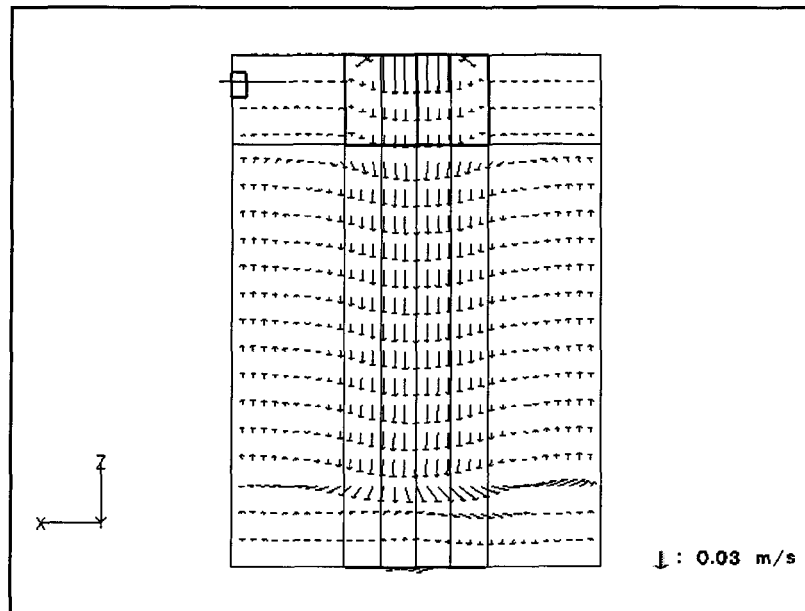


Figure 36 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base du C-Floc, avec un maillage plus fin.

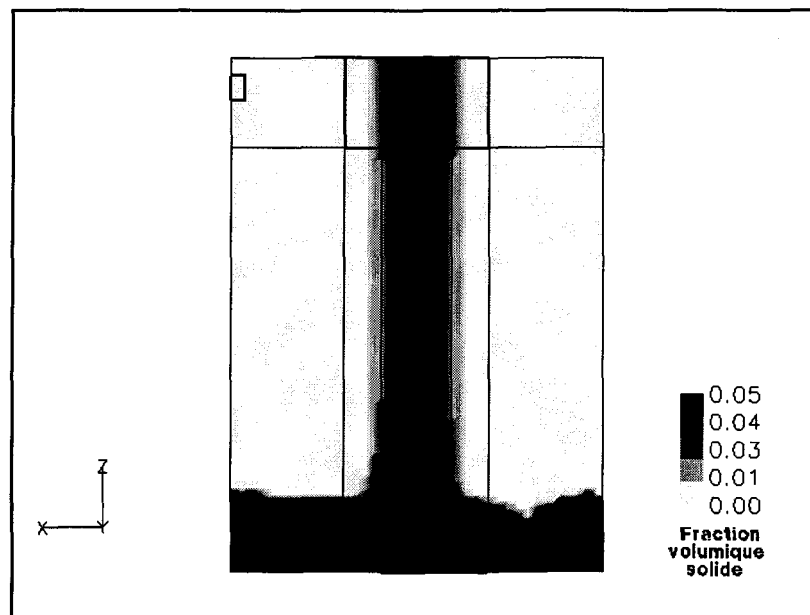


Figure 37 : Concentration en solide pour la simulation du cas de base du C-Floc, avec un maillage plus fin.

6.2.7. ATTEINTE DE L'ÉTAT STATIONNAIRE

Afin de vérifier si l'état stationnaire est atteint, le cas de base est simulé pour un temps additionnel de 25% par rapport au temps correspondant à trois fois le temps de résidence tel qu'indiqué au tableau 18, soit pour un temps total de 2 542 secondes. La figure 38 présente le profil de concentration de solide obtenu. En la comparant avec la figure 33 du cas de base, on remarque que les résultats sont presque identiques, indiquant que l'état stationnaire est, à toute fin pratique, atteint.

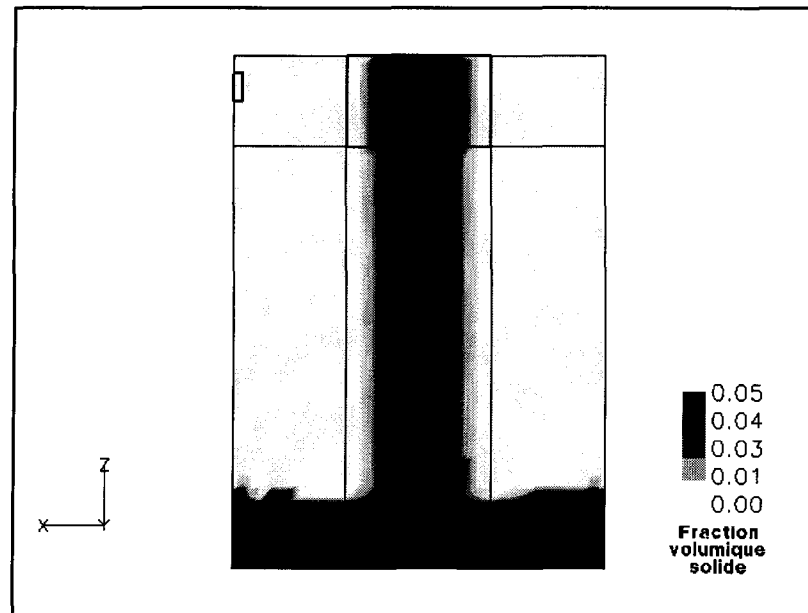


Figure 38 : Concentration en solide pour la simulation du cas de base du C-Floc, à un temps plus grand.

6.2.8. VALIDATION

Quelques simulations ont été faites à des conditions semblables à celles mesurées expérimentalement avec le C-Floc et rapportées au tableau 10, afin de valider le modèle.

Le tableau 20 décrit les simulations faites et les résultats obtenus. L'interprétation des résultats se fait en déterminant la concentration en solide à la sousverse et la hauteur du niveau de boue. La concentration en solide à la sousverse est une mesure de l'efficacité de la séparation entre les phases solide et liquide. La hauteur de l'interface de boue est une mesure importante en usine et elle est contrôlée par le débit de la pompe de sousverse.

Tableau 20 : Résultats de simulations servant à valider les mesures expérimentales avec le C-Floc.

Simulation	Débit alimentation		Solide alimentation	Dosage de floculant		Diamètre du solide	Débit sousverse		Solide sousverse	Hauteur du niveau de boue	Débit surverse		Solide surverse	Vitesse ascensionnelle		
	10^{-6} m ³ /s	ml/min		kg/m ³	%		g/t	10^{-6} m ³ /s			ml/min	m		10^{-6} m ³ /s	ml/min	kg/m ³
m89	2,50	150	50	0,0048	48	885	0,42	25	0,74	298	0,161	2,08	125	0,301	0,76	2,8
m90	2,50	150	50	0,0048	48	885	0,53	32	0,58	236	0,119	1,97	118	0,317	0,72	2,6
m91	2,50	150	50	0,0048	48	885	0,64	38	0,48	196	0,062	1,86	112	0,336	0,68	2,5
m92	4,17	250	50	0,0067	67	1 251	0,70	42	0,74	298	0,166	3,47	208	0,301	1,27	4,6
m93	4,17	250	50	0,0067	67	1 251	0,88	53	0,58	236	0,125	3,29	197	0,318	1,21	4,3
m94	4,17	250	50	0,0067	67	1 251	1,06	64	0,48	196	0,109	3,11	186	0,336	1,14	4,1
m95	6,67	400	50	0,0067	67	1 251	1,11	67	0,74	298	0,172	5,55	333	0,301	2,04	7,3
m96	6,67	400	50	0,0067	67	1 251	1,41	84	0,58	236	0,123	5,26	316	0,317	1,93	6,9
m01	6,67	400	50	0,0067	67	1 251	1,70	102	0,48	196	0,069	4,97	298	0,336	1,82	6,6

La figure 39 présente la comparaison entre les résultats expérimentaux présentés au tableau 10 du chapitre précédent et ceux des simulations, pour la concentration de solide à la sousverse en fonction du débit de sousverse. Cette comparaison est faite pour trois débits différents d'alimentation. On remarque que l'allure de la courbe de variation de la teneur en solide avec le débit de sousverse calculée est la bonne quoique les valeurs soient légèrement sous estimées. Ceci est probablement dû à la déformation des agglomérats de boue lors du compactage et à l'expulsion du liquide emprisonné à l'intérieur de ces derniers permettant ainsi à la concentration de solide de continuer d'augmenter (Glasrud et al., 1993; Michaels et Bolger, 1962). Dans le modèle de compactage présenté ici, ces phénomènes ne sont pas considérés et leur inclusion dépasse l'envergure de la modélisation de la sédimentation de la décantation de la boue rouge.

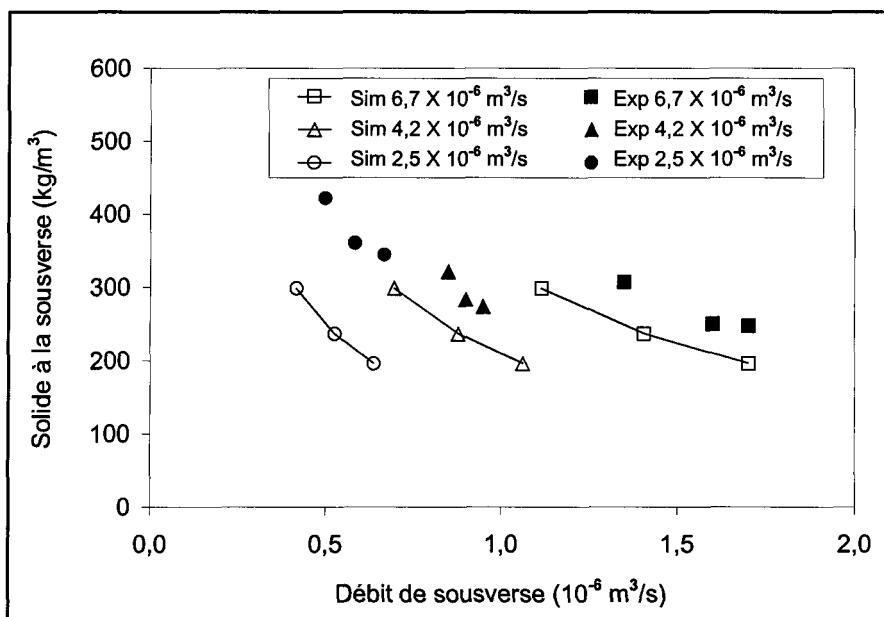


Figure 39 : Comparaison entre les concentrations en solide à la sousverse mesurées et simulées pour le C-Floc à trois débits d'alimentation.

La figure 40 présente la comparaison pour la hauteur de l'interface. On remarque le bon accord entre les valeurs mesurées et simulées pour les trois débits d'alimentation.

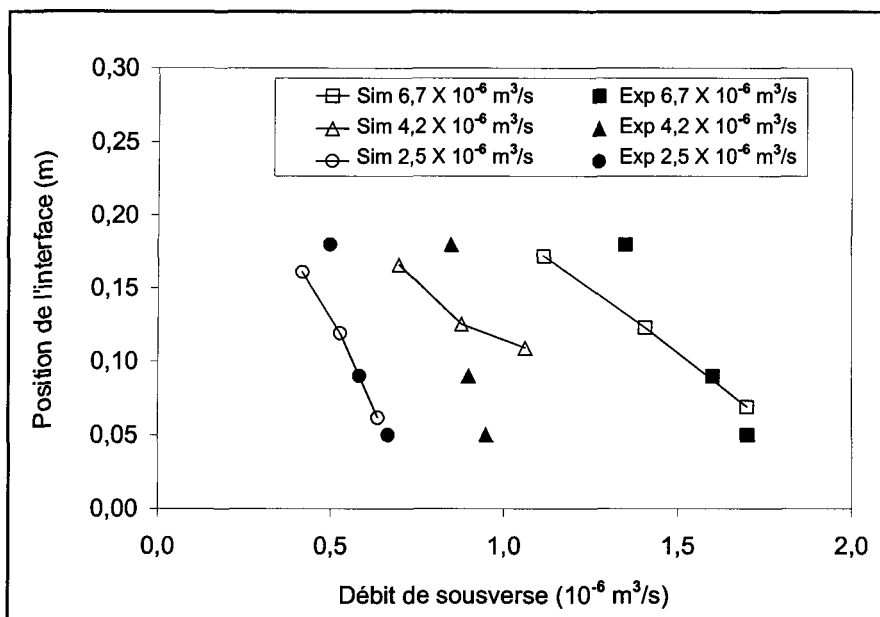


Figure 40 : Comparaison entre les hauteurs d'interface mesurées et simulées pour le C-Floc à trois débits d'alimentation.

Les valeurs de concentration de solide à la surverse sont aussi rapportées au tableau 20. On voit qu'elles sont très comparables à celles mesurées avec le C-Floc (tableau 10). Ce paramètre n'est pas étudié en détail puisqu'il est très dépendant des conditions de floculation. En effet, ce sont généralement les très petites particules qui se retrouvent à la surverse. Dans les simulations présentées ici, on ne caractérise la phase solide que par un diamètre moyen unique. Il est donc difficile de faire une comparaison des teneurs en solide à la surverse mesurées et simulées.

6.2.9. ÉTUDE PARAMÉTRIQUE

Afin de mieux caractériser la sédimentation dans le C-Floc, une étude paramétrique a été réalisée. L'effet de varier les paramètres suivants : débit de sousverse, diamètre des agglomérats et concentration en solide à l'alimentation, est étudié. On insiste sur l'impact de ces variations sur la hauteur de l'interface de solide et sur la concentration de solide à la sousverse. Le tableau 21 décrit les paramètres de la simulation.

Tableau 21 : Résultats des simulations du C-Floc pour l'étude paramétrique.

Simulation	Débit alimentation		Solide alimentation	Dosage de floculant		Diamètre du solide	Débit sousverse		Solide sousverse	Hauteur du niveau de boue	Débit surverse		Solide surverse	Vitesse ascensionnelle		
	10^{-6} m ³ /s	ml/min		kg/m ³	%		g/t	10^{-6} m			10^{-6} m ³ /s	ml/min		m	10^{-6} m ³ /s	ml/min
m92	4,17	250	50	0,0067	67	1 251	0,70	42	0,74	298	0,17	3,47	208	0,301	1,27	4,58
m93	4,17	250	50	0,0067	67	1 251	0,88	53	0,58	236	0,13	3,29	197	0,318	1,21	4,34
m94	4,17	250	50	0,0067	67	1 251	1,06	64	0,48	196	0,11	3,11	186	0,336	1,14	4,10
m23	4,17	250	50	0,0067	67	1 251	0,88	53	0,32	128	0,04	3,29	197	0,172	1,21	4,34
m14	4,17	250	50	0,0067	67	1 251	0,88	53	0,85	342	0,26	3,29	197	0,465	1,20	4,33
m21	4,17	250	27	0,0010	10	160	0,88	53	0,32	128	0,83	3,29	197	0,172	1,21	4,34
m20	4,17	250	27	0,0012	12	188	0,88	53	0,32	128	0,78	3,29	197	0,172	1,21	4,34
m18	4,17	250	27	0,0015	15	250	0,88	53	0,32	128	0,05	3,29	197	0,172	1,21	4,34
m16	4,17	250	27	0,0020	20	344	0,88	53	0,32	128	0,04	3,29	197	0,172	1,21	4,34
m17	4,17	250	27	0,0030	30	537	0,88	53	0,32	128	0,04	3,29	197	0,172	1,21	4,34
m22	4,17	250	27	0,0048	48	885	0,88	53	0,32	128	0,03	3,29	197	0,172	1,21	4,34
m23	4,17	250	27	0,0067	67	1 251	0,88	53	0,32	128	0,04	3,29	197	0,172	1,21	4,34

Tableau 21 (suite): Résultats des simulations du C-Floc pour l'étude paramétrique.

Simu- lation	Débit alimentation		Solide alimen- tation	Dosage de floculant		Dia- mètre du solide	Débit sousverse		Solide sousverse	Hauteur du niveau de boue	Débit surverse		Solide sur- verse	Vitesse ascension- nelle		
	10^{-6} m ³ /s	ml/min		kg/m ³	%		g/t	10^{-6} m			10^{-6} m ³ /s	ml/min		m	10^{-6} m ³ /s	ml/min
m06	4,17	250	50	0,0013	13	200	0,88	53	0,58	236	0,82	3,29	197	0,318	1,21	4,34
m08	4,17	250	50	0,0014	14	220	0,88	53	0,58	236	0,69	3,29	197	0,318	1,21	4,34
m07	4,17	250	50	0,0015	15	250	0,88	53	0,58	236	0,24	3,29	197	0,318	1,21	4,34
m04	4,17	250	50	0,0020	20	344	0,88	53	0,58	236	0,16	3,29	197	0,318	1,21	4,34
m03	4,17	250	50	0,0030	30	537	0,88	53	0,58	236	0,11	3,29	197	0,318	1,21	4,34
m02	4,17	250	50	0,0048	48	885	0,88	53	0,58	236	0,12	3,29	197	0,318	1,21	4,34
m15	4,17	250	73	0,0014	14	220	0,89	53	0,85	342	0,84	3,28	197	0,465	1,20	4,33
m11	4,17	250	73	0,0016	16	260	0,89	53	0,85	342	0,68	3,28	197	0,465	1,20	4,33
m10	4,17	250	73	0,0020	20	344	0,89	53	0,85	342	0,42	3,28	197	0,465	1,20	4,33
m12	4,17	250	73	0,0030	30	537	0,89	53	0,85	342	0,33	3,28	197	0,465	1,20	4,33
m13	4,17	250	73	0,0048	48	885	0,89	53	0,85	342	0,26	3,28	197	0,465	1,20	4,33

6.2.10. DÉBIT DE SOUSVERSE

Les figures 41 et 42 présentent les résultats de simulations m92, m93 et m94. Ces cas ont été faits en gardant tous les paramètres constants sauf le débit de sousverse. On remarque que plus le débit de sousverse est grand c'est-à-dire plus le solide est évacué rapidement de la colonne, plus l'interface est basse et plus la concentration de solide à la sousverse est faible. Ceci s'explique par le fait que le solide doit bénéficier d'un certain temps de résidence pour pouvoir se compacter. Plus le débit de sousverse est grand plus le temps de résidence est réduit et moins la boue peut se compacter. Ce comportement est tout à fait typique du comportement observé dans le C-Floc et représente aussi ce qui se passe généralement en usine.

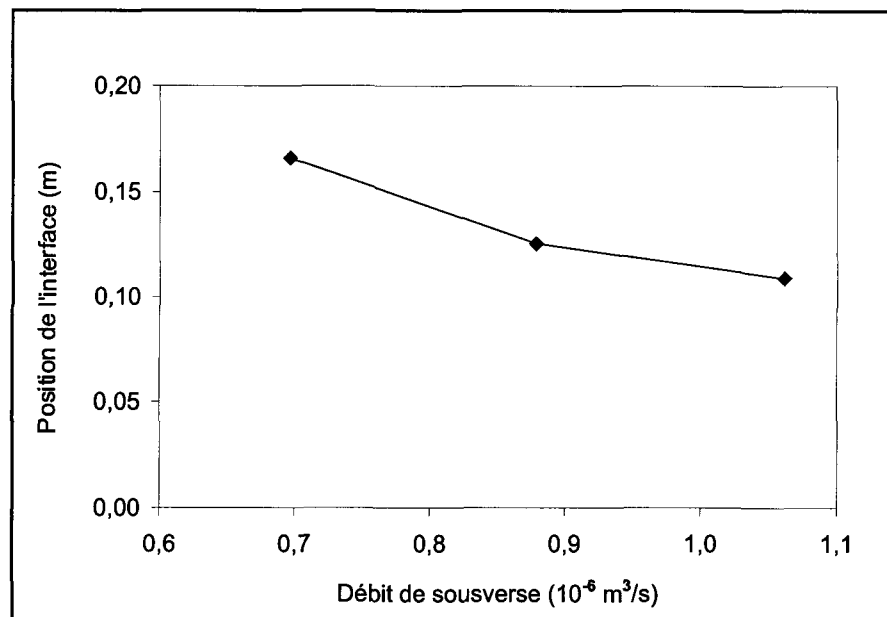


Figure 41 : Simulation de l'effet du débit de sousverse sur la position de l'interface dans le C-Floc.

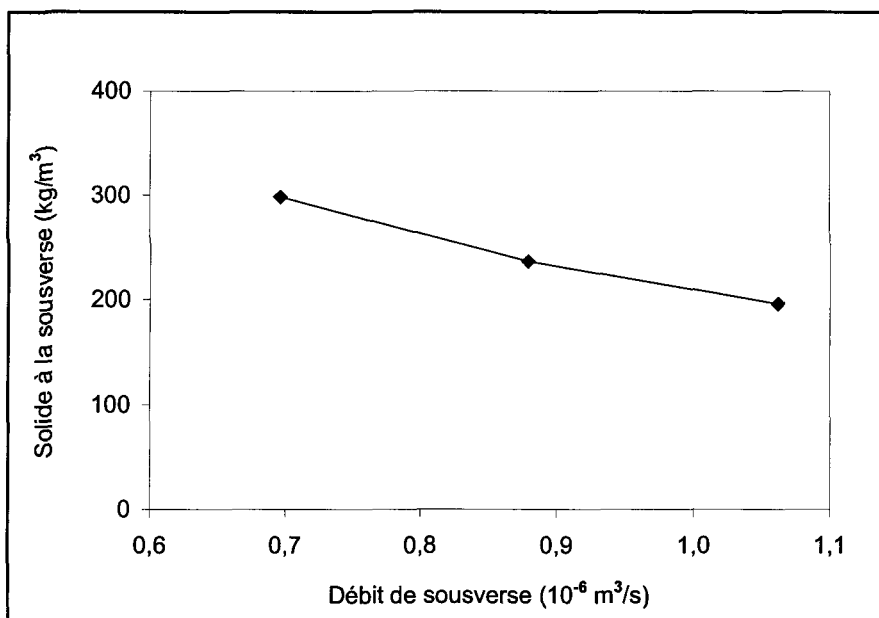


Figure 42 : Simulation de l'effet du débit de sousverse sur la concentration en solide à la sousverse dans le C-Floc.

6.2.11. EFFET D'AUGMENTER LE DIAMÈTRE DES PARTICULES

Les résultats de position de l'interface pour quelques diamètres de solide sont présentés à la figure 43, pour trois concentrations de solide à l'alimentation ($27 \text{ kg}/\text{m}^3$: cas m21, m20, m18, m16, m17, m22 et m23; $50 \text{ kg}/\text{m}^3$: cas m06, m08, m04, m03, m02 et m93; $73 \text{ kg}/\text{m}^3$: cas m15, m11, m10, m12, m13 et m14). Encore une fois, tous les autres paramètres sont gardés constants. On observe que l'interface baisse à mesure que le diamètre du solide augmente. Ceci est dû à l'augmentation de la vitesse de sédimentation avec le diamètre du solide comme le propose l'équation (2). On observe aussi un changement rapide de la position de l'interface pour un solide dont le diamètre passe de 188 à $260 \times 10^{-6} \text{ m}$. Ceci s'explique en comparant la vitesse de sédimentation des

particules, en régime restreint, à la vitesse verticale en direction opposée du fluide. En effet, presque tout le liquide se dirige vers le haut de la colonne tel que décrit à la section 6.2.5 décrivant le cas de base. La vitesse ascensionnelle du liquide, v_a , près du puits d'alimentation peut s'exprimer par l'équation suivante :

$$v_a = \frac{q_a - q_s}{a_c - a_p} \quad (51)$$

où q_a et q_s sont les débits volumétriques d'alimentation et de sousverse respectivement, a_c et a_p sont les aires intérieures de la colonne et du puits d'alimentation.

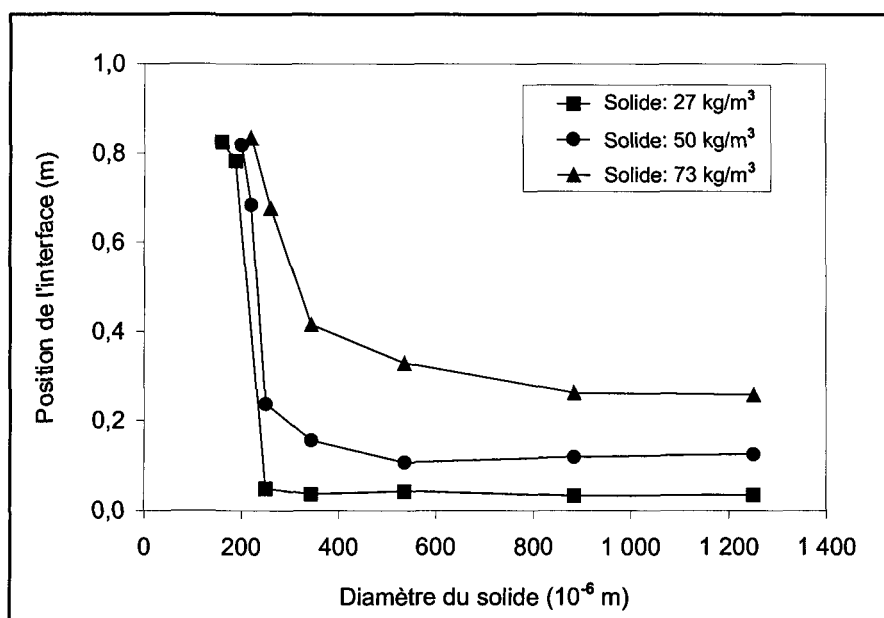


Figure 43 : Simulation de l'effet du diamètre du solide sur la hauteur de l'interface dans le C-Floc, pour trois concentrations de solide à l'alimentation.

Le tableau 22 donne une comparaison entre la vitesse de sédimentation restreinte calculée en utilisant les corrélations de Dallavale (Darby, 1996) et de Richardson et Zaki (1954), et la vitesse ascensionnelle du liquide. On voit que le changement rapide de la

position de l'interface observée à la figure 43 se produit lorsque la vitesse de sédimentation restreinte du solide se rapproche de la vitesse ascensionnelle du liquide.

Tableau 22 : Comparaison entre la vitesse de sédimentation et la vitesse ascensionnelle dans le C-Floc.

Solide à l'alimentation	Diamètre du solide	Vitesse de sédimentation restreinte	Vitesse ascensionnelle du liquide
kg/m ³	10 ⁻⁶ m	10 ⁻³ m/s	10 ⁻³ m/s
27	160	0,88	1,21
27	188	1,20	1,21
27	250	2,03	1,21
50	200	1,00	1,21
50	220	1,20	1,21
50	250	1,52	1,21
73	220	0,88	1,21
73	260	1,19	1,21
73	344	1,97	1,21

Ceci indique qu'un bon contrôle du diamètre du solide est essentiel à la stabilité de l'interface de boue. Le diamètre des agglomérats est déterminé principalement par les conditions de floculation.

6.2.12. EFFET D'AUGMENTER LA CONCENTRATION EN SOLIDE DE L'ALIMENTATION

Les figures 44 et 45 présentent l'effet de varier la concentration de solide à l'alimentation (cas m23, m93 et m14) en gardant les autres paramètres constants. On

remarque que plus il y a de solide à l'alimentation, plus l'interface est haute, et plus la concentration de solide à la sousverse est élevée. Ceci nous renseigne sur la limite de décantation du C-Floc. Considérant les vitesses de sédimentation et leur variation avec la concentration de solide, il y a une limite au-delà de laquelle l'interface de solide est trop haute. Elle atteint le niveau de la surverse. Par contre, plus la concentration de solide est grande à l'alimentation, plus elle est grande à la sousverse, ce qui est avantageux d'un point de vue de la séparation solide-liquide. Ainsi, il y a un compromis à faire pour fixer la concentration de solide à l'alimentation. Il faut aussi rappeler que la concentration de solide à l'alimentation affecte grandement la floculation. Généralement, il est plus difficile de floculer une boue dont la concentration en solide est plus grande.

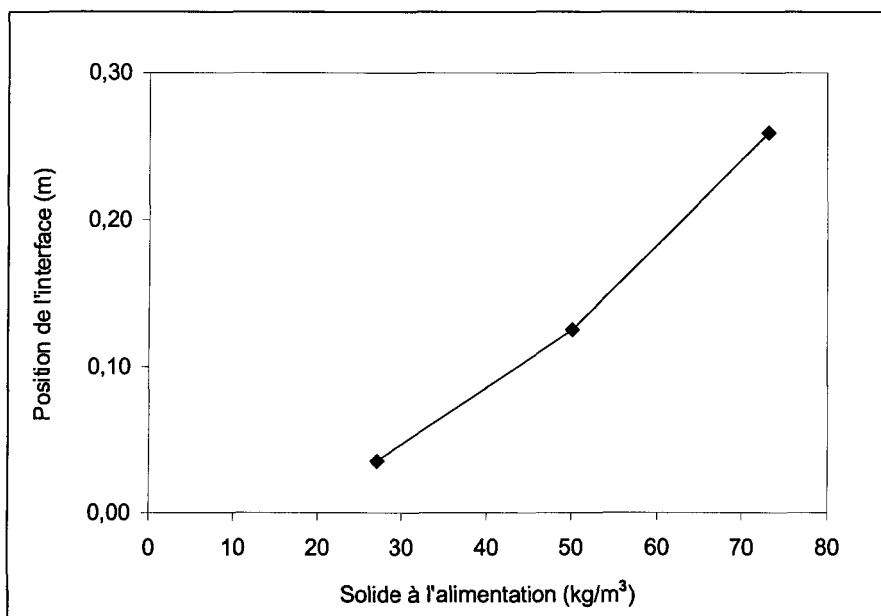


Figure 44 : Simulation de l'effet de la concentration de solide à l'alimentation sur la position de l'interface dans le C-Floc.

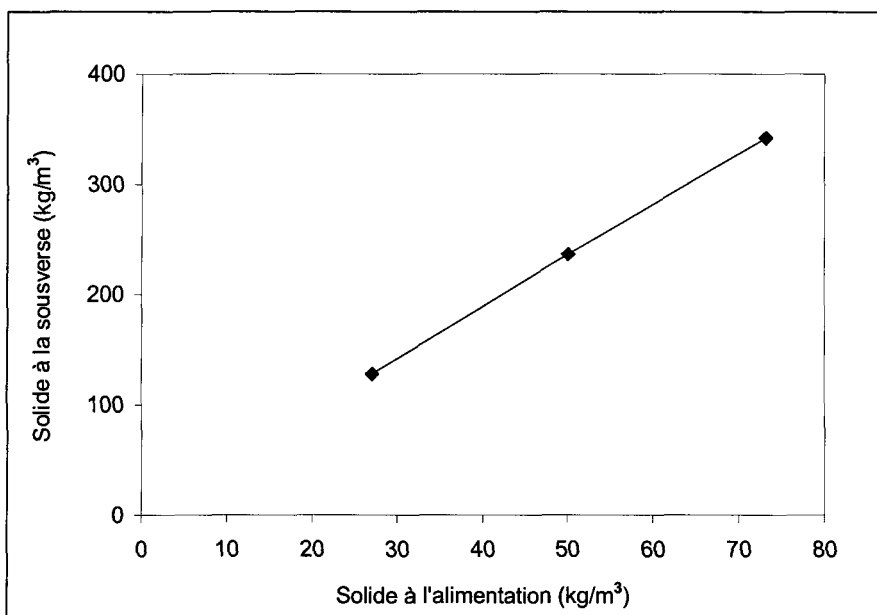


Figure 45 : Simulation de l'effet de la concentration de solide à l'alimentation sur la concentration de solide à la sousverse dans le C-Floc.

6.2.13. CONCLUSION SUR LA DÉCANTATION DANS LE C-FLOC

La simulation du C-Floc a permis de valider les principaux modèles décrivant la sédimentation de la boue rouge et son compactage, et ce, en continu. L'étude paramétrique a aussi permis de vérifier que les tendances prédites par les simulations sont plausibles et valables. Ceci nous donne la confiance de simuler les décanteurs d'usine à pleine échelle.

6.3. DÉCANTATION À L'ÉCHELLE DE L'USINE

Pour le travail de simulation à l'échelle de l'usine, il a été décidé de simuler l'opération de l'épaississeur Bopile de l'usine Vaudreuil. La même approche que celle décrite pour la simulation de la sédimentation dans le C-Floc est retenue. Afin de pouvoir évaluer analytiquement la sédimentation des agglomérats de boue rouge, une simulation

turbulente biphasique représentant l'écoulement dans Bopile est réalisée. La première phase est continue et représente la liqueur Bayer. La deuxième phase est discrète et représente les agglomérats de boue flocculée. Les deux phases interagissent et il y a échange de quantité de mouvement par l'intermédiaire du coefficient de traînée tel que décrit à la section 3.5.2. Aucune réaction chimique ni transfert de masse ne sont présents. La température est constante. La sédimentation se fait sous l'action de la gravité à cause de la différence de densité entre les deux phases. La sédimentation freinée des particules est prise en compte tel que décrit à la section 3.5.2. La pression solide limitant le compactage est aussi incluse dans le modèle selon le traitement décrit à la section 3.5.4. Le nombre de Reynolds de l'écoulement dans le tuyau d'alimentation de Bopile est à peu près 400 000; et il est de 20 000 dans le puits d'alimentation. L'effet de la turbulence est inclus dans la simulation. Le modèle habituel $k-\varepsilon$ est appliqué à la phase liquide.

6.3.1. PARAMÈTRES ET PROPRIÉTÉS DES PHASES

Le tableau 23 présente les propriétés des phases en présence. La densité du liquide est évaluée à partir des concentrations d'alumine, de soude caustique, de carbonate de sodium et de carbone organique à partir d'une corrélation établie par Alcan (Cousineau, 1994). Le diamètre et la densité du solide sont calculés à partir du dosage de flocculant tel que décrit à l'annexe 3. Les concentrations de solide sont choisies pour représenter le domaine de concentrations d'usine et la conversion en fraction volumique se fait en utilisant l'équation (22). La viscosité laminaire de la phase liquide est calculée à l'aide de l'équation (20) afin de tenir compte de la présence de solide. La viscosité efficace est

calculée à l'aide de l'équation (38). La vitesse d'alimentation est fixée de façon à donner un débit de suspension conforme à celui observé en usine.

Tableau 23 : Propriétés des phases pour les simulations de Bopile.

Température (°C)	30
Densité du liquide (kg/m ³)	1 060
Viscosité du liquide (Pa·s)	Équation (38)
Densité du solide (kg/m ³)	1 292
Diamètre du solide (10 ⁻⁶ m)	113 à 298
Concentration en solide (kg/m ³)	4 à 212
Concentration en solide (fraction volumique)	0,01 à 0,60
Débit d'alimentation (10 ⁻³ m ³ /s)	28 à 139

6.3.2. CONDITIONS AUX FRONTIÈRES

La géométrie du problème représente l'épaisseur Bopile. Le fluide en contact avec les parois de l'épaisseur est au repos. Une surface sans friction est imposée au sommet du réservoir afin de simuler la surface libre horizontale. Il y a une entrée (inlet) située tangentiellement au puits d'alimentation et il y a deux sorties (outlet). La première, appelée la sousverse, permet à la boue compactée d'être évacuée de la base du réservoir. La deuxième, appelée la surverse, permet au liquide à faible concentration en solide d'être évacué au travers de la paroi près du sommet du réservoir. La répartition des débits à la surverse et à la sousverse est fixée pour chaque phase. Le puits d'alimentation est simulé par l'ajout d'une surface mince à l'intérieur du réservoir. L'anneau, situé à la base du puits d'alimentation, est aussi simulé par une surface mince.

6.3.3. MAILLAGE

Un maillage composé de 187 200 cellules représente l'épaisseur Bopile tel qu'illustré à la figure 46. Le maillage est constitué d'un plus grand nombre de cellules plus petites dans les régions critiques de l'écoulement telles au voisinage du puits d'alimentation et à la base de l'épaisseur. Le réservoir est de forme cylindrique avec un fond plat. Il mesure 18 m de hauteur et 6,1 m de rayon intérieur. Le tableau 24 présente les valeurs des principaux paramètres géométriques de Bopile et les compare à celles utilisées pour les simulations. Sur la figure 46, on remarque le puits d'alimentation, le tuyau d'alimentation à entrée tangentielle dans le puits, la position de la surverse et de la sousverse de même que la colonne centrale solide représentant l'axe d'entraînement du râteau. L'anneau situé à la base du puits d'alimentation est trop petit pour être visible sur cette figure.

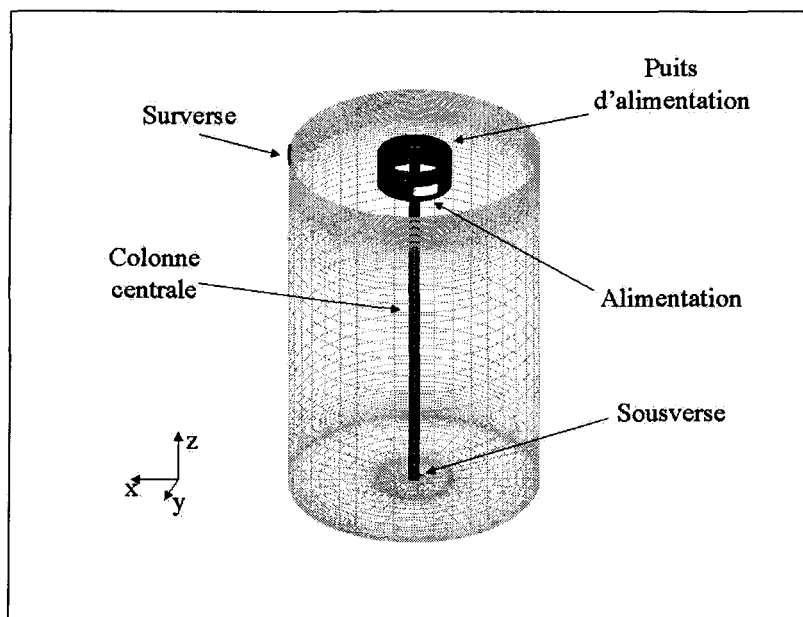


Figure 46 : Maillage de l'épaisseur Bopile.

Tableau 24 : Paramètres géométriques de Bopile.

Paramètre	Dimension réelle	Dimension pour la simulation
Hauteur du réservoir (m)	18	18
Rayon du réservoir (m)	6,1	6,1
Rayon du puits (m)	1,8	1,8
Hauteur du puits (m)	1,6	1,6
Largeur de l'anneau (m)	0,254	0,26
Rayon de la colonne centrale (m)	0,25	0,25
Distance entre le tuyau d'alimentation et le bas du puits (m)	0,61	0,53
Rayon équivalent du tuyau d'alimentation (m)	0,20	0,22

6.3.4. SOLUTION

La solution des équations se fait à l'aide de CFX 4.3. La recherche de l'état stationnaire se fait à partir d'une simulation transitoire avec des pas de temps variables de 0,5 à 3 000 secondes dépendant du temps du problème. L'état stationnaire est atteint lorsque la position de l'interface de boue ne varie plus dans le temps. La section 6.3.7 plus bas présente un graphique illustrant l'atteinte de cet état. Il est fixé à 205 000 secondes ou 56,9 heures et correspond à 6,8 fois le temps de résidence moyen de la suspension dans l'épaisseur. Ce temps se calcule en divisant le volume du réservoir par le débit d'alimentation.

Les simulations typiques, exécutées sur un ordinateur Pentium III à 866 MHz, prennent 19 heures pour converger à l'état stationnaire. Il a été décidé de procéder par simulation en mode transitoire parce que la convergence est plus facile et parce que ceci représente l'opération réelle d'un épaisseur lors de son démarrage.

6.3.5. CAS DE BASE

Les paramètres choisis pour simuler le cas de base sont présentés au tableau 25.

Tableau 25 : Paramètres pour la simulation du cas de base de Bopile.

Température (°C)	30
Densité du liquide (kg/m ³)	1 060
Viscosité du liquide (Pa·s)	Équation (38)
Densité du solide (kg/m ³)	1 292
Diamètre du solide (10 ⁻⁶ m)	237
Concentration en solide à l'alimentation (kg/m ³)	212
Concentration en solide à l'alimentation (fraction volumique)	0,6
Débit d'alimentation (10 ⁻³ m ³ /s)	69
Débit d'alimentation (m ³ /h)	250
Débit de sousverse (10 ⁻³ m ³ /s)	42
Débit de sousverse (m ³ /h)	152

Le fichier de commande de CFX est présenté à l'annexe 6. Les figures 47 et 48 présentent le champ des vecteurs vitesse pour la phase liquide dans le plan xz à $y=0$ et $y=-1,25$ m respectivement. Le puits d'alimentation, la colonne centrale et l'alimentation sont clairement visibles sur les figures. L'échelle de longueur des vecteurs vitesse est indiquée au coin inférieur droit des figures. On y remarque que à $y=0$, le liquide monte au centre près de la colonne centrale en direction du puits d'alimentation et qu'ailleurs, les vitesses sont faibles. Pour le plan à $y=-1,25$ m, il y a une région sous le puits d'alimentation où les vitesses sont importantes vers le bas. Ceci correspond à l'endroit où le solide sédimente sous l'action de la gravité.

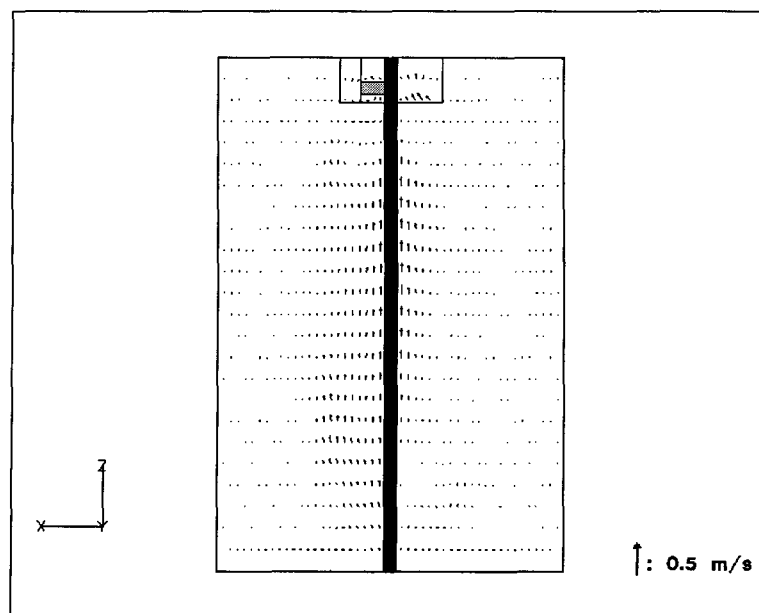


Figure 47 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=0$ m.

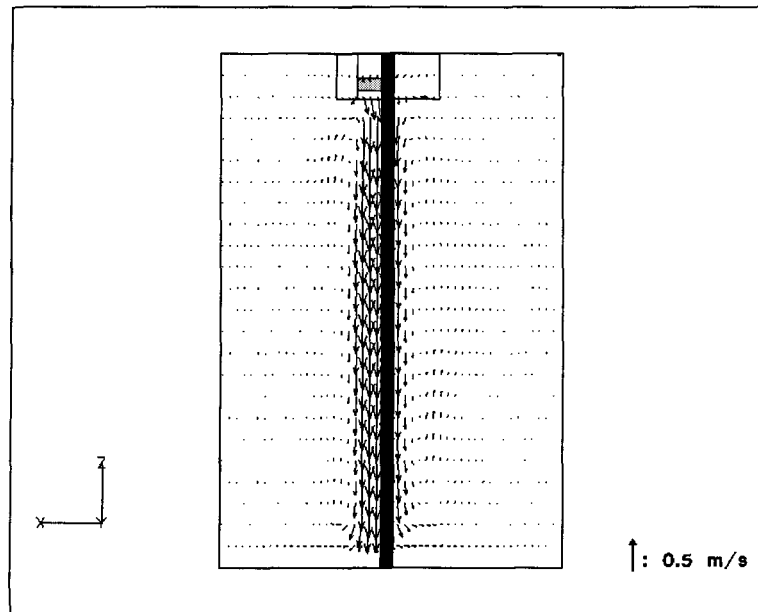


Figure 48 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=-1,25$ m.

Les figures 49 et 50 présentent aussi le champ de vecteurs mais pour la région près du puits d'alimentation à $y=0$ m et $y=-1,25$ m respectivement. Dans le plan $y=0$ m, on remarque le liquide venant du volume de l'épaisseur et se dirigeant vers le puits d'alimentation pour servir de dilution. On remarque aussi les recirculations de liquide à l'intérieur du puits d'alimentation lui-même. Ces recirculations assurent un bon mélange dans le puits. Dans le plan $y=-1,25$ m, on observe le fort mouvement vertical descendant au voisinage de l'alimentation.

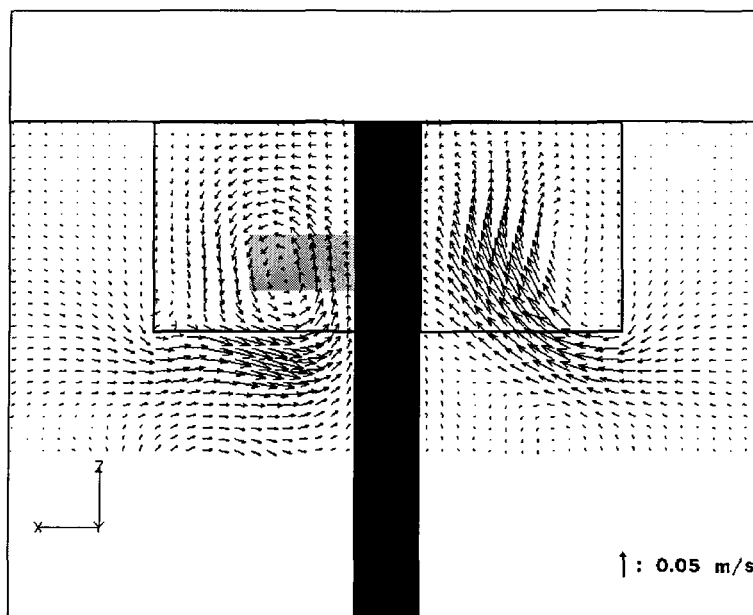


Figure 49 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=0$ m, dans la région du puits d'alimentation.

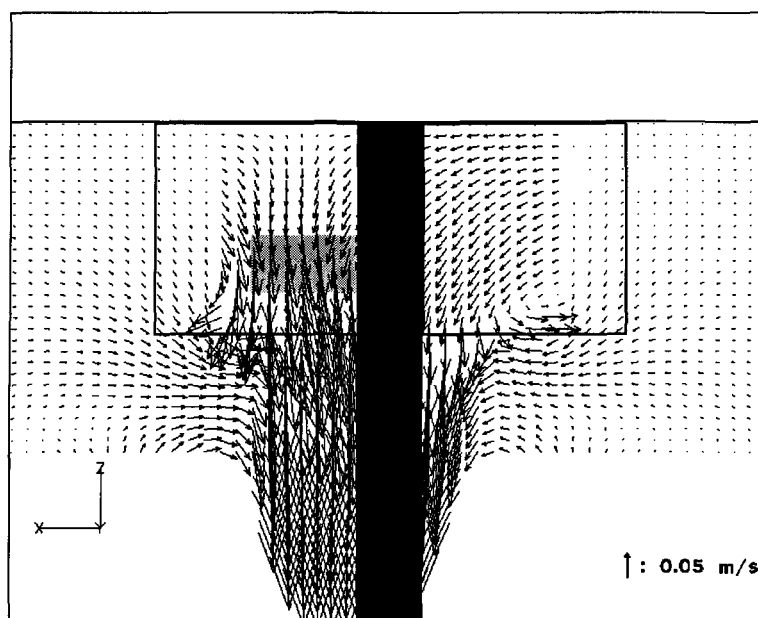


Figure 50 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=-1,25$ m, dans la région du puits d'alimentation.

Une vue du dessus du réservoir, à la hauteur de la surverse, est présentée à la figure 51 où sont illustrés les vecteurs vitesse de la phase liquide. On observe que le liquide se dirige vers la sortie de surverse à une vitesse proche de 0,025 m/s. On note aussi que, dans ce plan, il y a des vitesses importantes dans le puits d'alimentation.

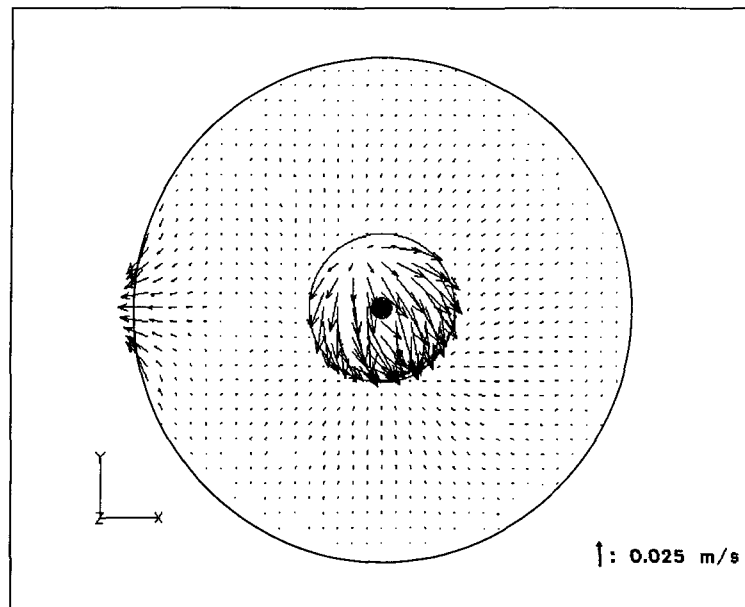


Figure 51 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, vu du dessus du réservoir à la hauteur de la surverse.

La concentration en solide est présentée à la figure 52 et 53 pour les plans à $y=0$ m et $y=-1,25$ m respectivement. On observe que le solide est déposé au fond de la colonne et qu'il tombe verticalement sous l'alimentation. La position de l'interface de boue est déterminée à la concentration de solide correspondant à la moitié de la teneur en solide maximale au fond du réservoir. On fait cette mesure à la moitié de la distance séparant la paroi du puits d'alimentation de la paroi extérieure du réservoir, c'est-à-dire à un rayon de 3,95 m.

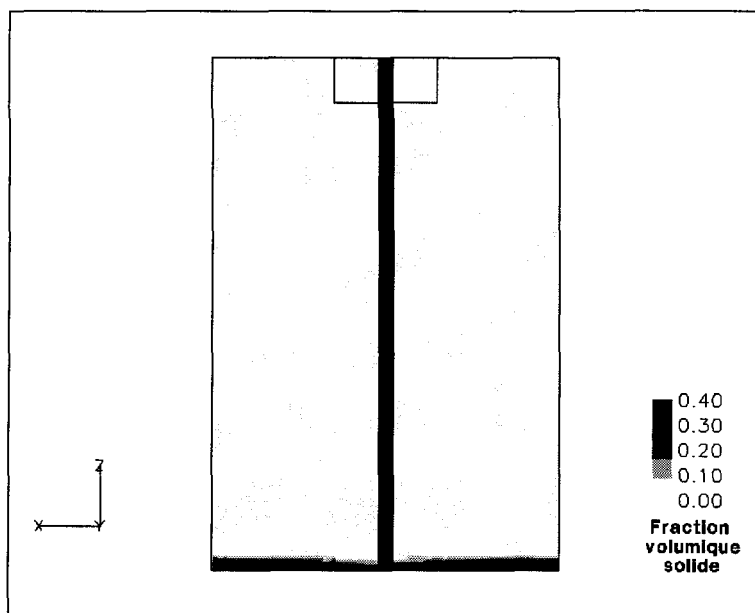


Figure 52 : Concentration en solide pour la simulation
du cas de base de Bopile, pour le plan $y=0$ m.

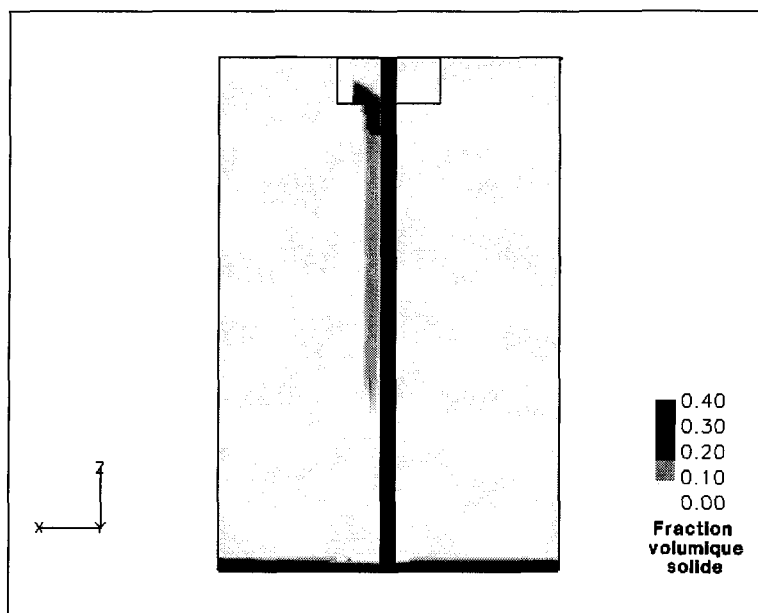


Figure 53 : Concentration en solide pour la simulation
du cas de base de Bopile, pour le plan $y=-1,25$ m.

La viscosité globale de la phase liquide est présentée à la figure 54 pour le plan $y=-1,25$ m. On observe que la viscosité est importante dans la région où la concentration en solide et la vitesse sont importantes.

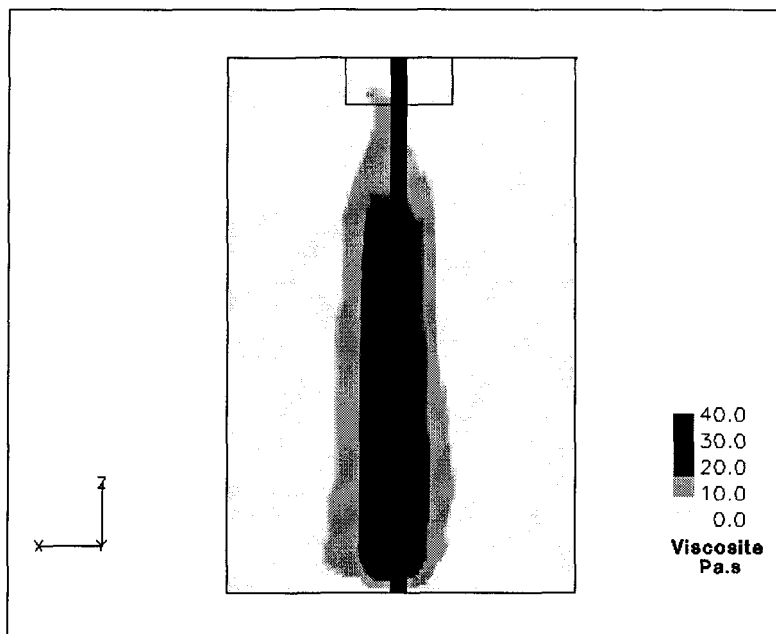


Figure 54 : Viscosité de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=-1,25$ m.

6.3.6. EFFET D'UN MAILLAGE PLUS FIN

Afin de vérifier si le maillage est correct, le cas de base est simulé à nouveau pour un maillage plus fin comprenant près de trois fois plus de cellules, soit 565 425 cellules. Les figures 55 et 56 présentent le champ de vitesse de la phase liquide dans la région du puits

d'alimentation pour les plans $y=0$ m et $y=-1,25$ m respectivement, calculé à l'aide du maillage plus fin. En comparant avec les figures 49 et 50, on remarque que les résultats sont très semblables. Ceci indique que le maillage du cas de base représente bien le problème et qu'il n'y a pas de gain à raffiner le maillage.

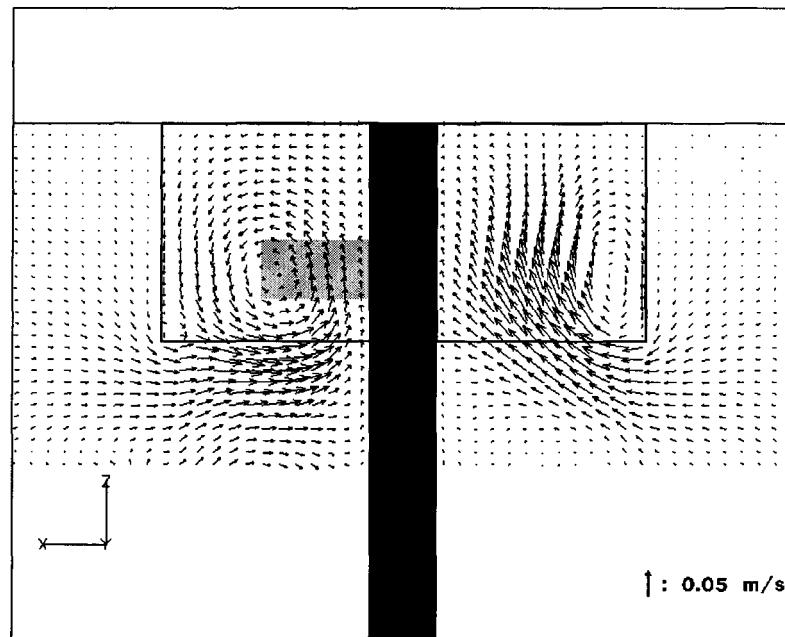


Figure 55 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=0$ m, dans la région du puits d'alimentation, avec un maillage plus fin.

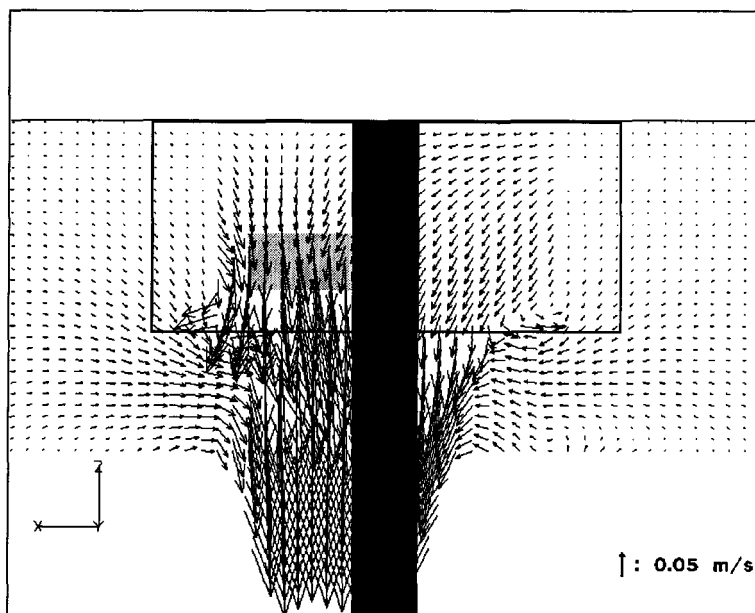


Figure 56 : Champ de vitesse de la phase liquide pour la simulation du cas de base de Bopile, pour le plan $y=-1,25$ m, dans la région du puits d'alimentation, avec un maillage plus fin.

6.3.7. ATTEINTE DE L'ÉTAT STATIONNAIRE

Afin de vérifier si l'état stationnaire est atteint, la position de l'interface de boue est déterminée pour différents temps à partir des paramètres du cas de base. La figure 57 illustre ces données de même qu'une courbe empirique illustrant la tendance. On remarque qu'après 205 000 secondes (56,9 heures), la position de l'interface ne change pratiquement plus. Ceci indique que le système a atteint l'équilibre et que l'état stationnaire est atteint. Ce temps correspond à 6,8 fois le temps de résidence de la suspension dans l'épaisseur. Tous les résultats présentés plus loin le seront pour le temps de 205 000 secondes.

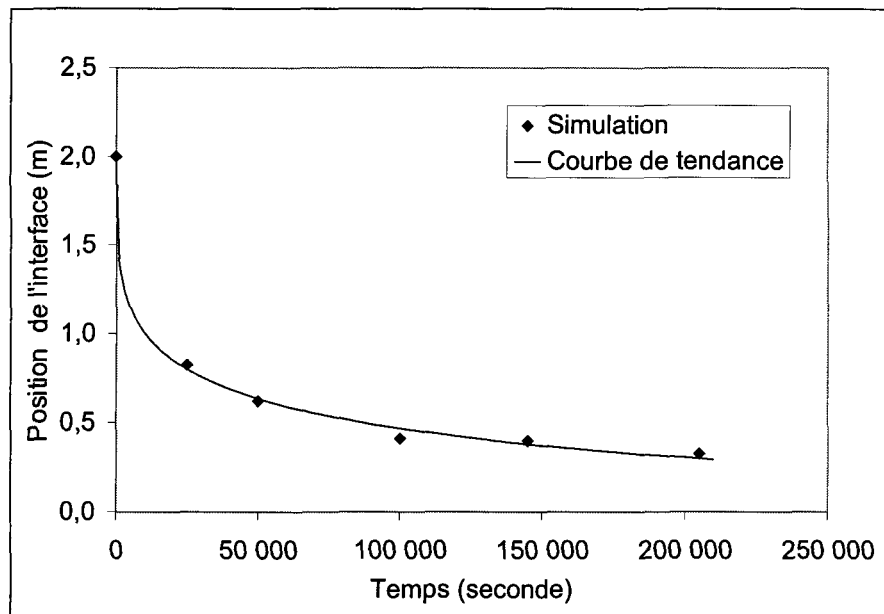


Figure 57 : Évolution de la position de l'interface de boue dans le temps, pour la simulation du cas de base de Bopile.

6.3.8. CARACTÉRISATION DES RÉSULTATS DE SIMULATION

Afin de caractériser les résultats des simulations et de s'assurer de leur validité, certains paramètres sont calculés à partir des résultats obtenus des simulations pour chaque cellule du maillage de l'épaisseur. Ces paramètres mettent en évidence les aspects importants reliés à la bonne performance des épaisseurs de boue rouge et sont maintenant expliqués en détails.

6.3.8.1. POSITION DE L'INTERFACE DE BOUE

La position de l'interface de boue est mesurée à l'intersection des plans $y=0$ et $x=-3,95$ m. Cette position correspond à la demie de la distance séparant le mur du puits d'alimentation de la paroi du réservoir. La position est la coordonnée z (c'est-à-dire la

hauteur) où la fraction volumique de solide est égale à la demie de la fraction volumique au fond du réservoir aux mêmes coordonnées x et y . Ainsi, une position de l'interface de 0 m correspond à un réservoir sans aucune boue déposée au fond, et une position de l'interface à 18 m correspond à un réservoir plein de boue. La position de l'interface est un paramètre-clé de l'opération d'un épaisseur. Une interface assez haute assure le compactage de la boue à la sousverse. Par contre, un niveau trop haut amène une détérioration de la qualité de la surverse.

6.3.8.2. VITESSE VERTICALE MOYENNE

Puisque le solide doit sédimenter sous l'action de la gravité alors qu'une grande partie du liquide remonte dans l'épaisseur et se dirige vers le tuyau de surverse, les vitesses relatives des phases solide et liquide en présence sont importantes. Généralement, on définit la vitesse verticale ascensionnelle moyenne comme étant le quotient du débit volumique net (débit d'alimentation moins débit de sousverse) à l'aire du réservoir selon un plan horizontal. Puisqu'on s'intéresse à la limite supérieure de cette valeur, on soustrait l'aire du puits d'alimentation de l'aire du réservoir. On obtient ainsi la vitesse verticale ascensionnelle dans l'anneau autour du puits d'alimentation. Ceci représente la vitesse moyenne avec laquelle le liquide se dirige vers la surverse de l'épaisseur.

On définit aussi la vitesse verticale de sédimentation libre des particules de solide. C'est la vitesse de Stokes corrigée pour le nombre de Reynolds tel que décrit à la section 2.2.1.

De plus, on définit la vitesse de sédimentation freinée des particules tel que décrit à la section 2.2.2. Cette vitesse tient compte de l'effet des autres particules sur l'estimation de la vitesse de sédimentation.

6.3.8.3.DISTRIBUTION DU SOLIDE DANS LE PUIT

Puisque les simulations nous donnent la valeur des variables pour chaque cellule du maillage, on peut faire des calculs statistiques sur ces variables. Ainsi, on peut calculer la distribution du solide dans le puits d'alimentation. On l'obtient en séparant le domaine de fractions volumiques en un nombre fixe de classes et en sommant le volume des cellules dont la fraction volumique correspond à l'intervalle de chaque classe. On peut ainsi obtenir un graphique de la fraction du volume total du puits d'alimentation en fonction de la fraction volumique de solide. On peut aussi calculer la fraction volumique de solide moyenne ainsi que l'écart-type de la distribution, pour le puits d'alimentation. Ces paramètres nous renseignent sur l'homogénéité du solide dans le puits d'alimentation. Un puits où la distribution n'est pas homogène indique la présence possible de court-circuit et donc une dégradation des performances.

6.3.8.4.RAPPORT DE RECIRCULATION LIQUIDE

Le rapport de circulation liquide est calculé à partir de l'intégration des vitesses verticales de la phase liquide à la base du puits d'alimentation. À cause du mouvement dans le puits d'alimentation, il y a une certaine quantité de liquide venant de l'épaisseur qui retourne dans le puits d'alimentation. En créant deux variables discriminant les

vitesses verticales du liquide allant vers le haut de celles allant vers le bas et en intégrant ces vitesses verticales du liquide dans un plan horizontal situé à la base du puits, on peut calculer la quantité de liquide qui est recirculée dans le puits d'alimentation. En divisant cette quantité par le débit de liquide à l'alimentation, on obtient le rapport de recirculation liquide. Ce rapport illustre l'ampleur de la dilution interne ayant lieu dans le puits. La dilution favorise une meilleure floculation de la boue. Ainsi, un grand rapport de recirculation indique une bonne dilution interne. Par contre, ce paramètre ne tient pas compte du fait que la recirculation pourrait aussi amener du solide dans le puits d'alimentation.

6.3.8.5. RAPPORT DE DILUTION DU SOLIDE

Le rapport de dilution du solide est calculé en divisant la concentration en solide à l'alimentation par la concentration en solide moyenne du puits d'alimentation. Tout comme le rapport de recirculation du liquide, ce rapport-ci illustre l'importance de la dilution. Un grand rapport de dilution du solide indique que la concentration en solide moyenne dans le puits est faible par rapport à celle de l'alimentation. Ceci est favorable à une bonne floculation.

6.3.8.6. TAUX DE CISAILLEMENT DANS LE PUIITS

Le calcul du taux de cisaillement moyen et de son écart-type se fait selon la même méthode que pour le calcul de la distribution de la fraction volumique de solide présenté plus haut. Le taux de cisaillement est une mesure du degré d'agitation présent dans le

puits. Cette agitation permet de distribuer le floculant dans le puits afin de permettre le contact des particules de solide avec le floculant. Par contre, un niveau trop élevé d'agitation peut aussi briser les agglomérats floculés. À partir des résultats de simulation, on peut aussi estimer la fraction du volume du puits d'alimentation où le taux de cisaillement est plus grand qu'un taux de cisaillement critique. Pour cette étude, le seuil est fixé arbitrairement à 2 s^{-1} . Lorsque le taux de cisaillement est plus grand que ce seuil pour une fraction plus grande du puits d'alimentation, on court le risque de briser la boue fraîchement floculée (Gagnon et al., 2001, 2002).

6.3.8.7. TEMPS DE RÉSIDENCE DANS LE PUIITS

Le temps de résidence dans le puits est calculé en divisant le volume du puits d'alimentation par le débit volumique total de l'alimentation. Ce temps représente le temps de réaction moyen maximal dans le puits d'alimentation. Un plus grand temps de résidence permet à la réaction de floculation d'être complète.

6.3.9. VALIDATION

La validation directe des résultats de simulation de Bopile est très difficile à faire à cause de l'échelle des réservoirs, de la température et de la nature corrosive de la liqueur Bayer. De plus, l'opération des immenses réservoirs selon des conditions stables pendant une longue période de temps est très difficile. Aussi, pour des raisons de confidentialité, peu de données publiques sont disponibles pour permettre la comparaison détaillée avec les résultats de simulation.

Il est, par contre, possible de faire une validation indirecte. Les deux prochaines sections discuteront de cette validation en analysant les résultats selon leur cohérence interne et en décrivant l'impact de la modification du puits d'alimentation d'une usine selon les conclusions des travaux de simulation.

6.3.9.1. COHÉRENCE DES RÉSULTATS

En examinant les champs de vitesse (figures 48 et 30) et profils de concentration en solide (figures 53 et 32) de Bopile et du C-Floc, on remarque une similitude suggérant la validité des résultats de Bopile. En effet, le C-floc est en fait un décanteur de boue miniature et son opération est très semblable à celle de Bopile.

De plus, il est possible de vérifier les résultats des simulations en calculant le bilan de masse et en faisant des calculs de certains paramètres selon une autre méthode simplifiée et directe expliquée un peu plus loin dans cette même section. Le tableau 26 présente quelques-uns de ces paramètres pour la simulation du cas de base de Bopile.

Tableau 26 : Paramètres calculés pour le cas de base de Bopile.

Paramètre	Calculé à partir de la simulation	Calculé selon autre méthode
Bilan de masse du liquide (%)	0,03	N.D.
Bilan de masse du solide (%)	0,00	N.D.
Vitesse ascensionnelle du liquide (m/h)	0,80	0,92
Vitesse de sédimentation du solide (m/h)	9,6	10,3

Le bilan de masse \dot{m}_{net} est calculé pour chaque phase de la façon suivante :

$$\dot{m}_{net} = \frac{(\dot{m}_a - \dot{m}_o - \dot{m}_u)}{\dot{m}_a} \cdot 100\% \quad (52)$$

où \dot{m}_a est le débit massique du liquide ou du solide à l'alimentation, \dot{m}_o est le débit massique du liquide ou du solide à la surverse et \dot{m}_u est le débit massique du liquide ou du solide à la sousverse. Comme on peut le voir, le bilan massique pour chaque phase est très bon, illustrant la qualité de la solution.

Le calcul de la vitesse ascensionnelle du liquide à partir de la simulation se fait en intégrant les vitesses de la phase liquide dans un plan horizontal pour toute la surface du réservoir à l'extérieur du puits d'alimentation à une coordonnée z correspondant à la demie de la hauteur du puits, soit à 17,2 m. Le calcul de la vitesse ascensionnelle selon l'autre méthode se fait en divisant le débit volumique de liquide s'échappant par la surverse par l'aire du réservoir soustraite de l'aire du puits d'alimentation, dans un plan horizontal. On observe que les deux valeurs sont proches l'une de l'autre.

Le calcul de la vitesse de sédimentation du solide à partir de la simulation se fait de la même façon que pour le calcul de la vitesse ascensionnelle du liquide sauf que l'intégration se fait sur la vitesse du solide. Le calcul de la vitesse de sédimentation selon l'autre méthode utilise l'équation (7) de Dallavale décrite à la section 2.2.1. Encore une fois, les résultats sont très proches.

6.3.9.2. MODIFICATION DU Puits D'ALIMENTATION DE AUGHINISH ALUMINA LIMITED

Le modèle de Bopile et l'approche décrite jusqu'à présent ont été utilisés pour simuler l'écoulement dans un laveur industriel de boue rouge de l'usine d'Aughinish Alumina Limited (AAL) en Irlande (Peloquin et al., 2002). Seuls la géométrie et les paramètres de procédé ont été changés par rapport à la simulation de Bopile pour tenir compte de la situation de AAL. Par exemple, contrairement à celui de Bopile, le puits d'alimentation de AAL ne possédait pas d'anneau dans sa configuration de base. L'objectif du travail était de proposer des modifications afin d'améliorer la floculation de la boue lors de l'opération du laveur à plus haut débit. Plusieurs scénarios furent simulés et la solution retenue consistait en l'installation d'un anneau dans le puits d'alimentation du laveur. Cette modification fût acceptée par les ingénieurs de l'usine et ils procédèrent à son installation au printemps 2000. Lors de la remise en service du laveur, une amélioration de la performance fut aussitôt observée au débit normal et au plus haut débit. La floculation était meilleure avec un abaissement de la position de l'interface de boue, une diminution du dosage de flocculant nécessaire et une amélioration du degré de mouvement dans le puits d'alimentation. Ce comportement observé prédit par les simulations nous donne confiance dans les prédictions du modèle et sert de validation indirecte.

CHAPITRE 7

ÉTUDE PARAMÉTRIQUE DE LA DÉCANTATION DE LA BOUE ROUGE À L'ÉCHELLE INDUSTRIELLE

L'utilité d'un modèle mathématique décrivant le comportement de Bopile est qu'il permet de réaliser une étude sur l'effet de varier certaines variables géométriques et de procédés. Les variables suivantes sont celles ayant généralement le plus grand impact sur la performance d'un épaisseur :

- diamètre des particules;
- débit de sousverse;
- concentration en solide à l'alimentation;
- débit d'alimentation;
- vitesse de l'alimentation;
- hauteur du tuyau d'alimentation;
- hauteur de l'anneau;
- largeur de l'anneau;
- rayon du puits d'alimentation;
- hauteur du puits d'alimentation;
- rayon de l'épaisseur;

- hauteur de l'épaisseur.

Les sections suivantes décriront l'effet de varier ces variables⁽³⁾ une à la fois. L'effet sera déterminé à l'aide des paramètres indicateurs de performance d'un épaisseur décrits à la section 6.3.8 et constituant la grille d'analyse.

7.1. EFFET DU DIAMÈTRE DES PARTICULES

Le tableau 27 présente les résultats des simulations. Celles-ci ont été faites aux mêmes conditions que celles du cas de base décrites aux tableaux 24 et 25, à l'exception du diamètre des particules qu'on a fait varier entre 113 et 298 microns. On remarque qu'une variation du diamètre des particules affecte grandement la position de l'interface, la concentration moyenne de solide dans le puits, les rapports de recirculation et de dilution ainsi que le volume à haut taux de cisaillement. La vitesse verticale et le temps de résidence dans le puits sont peu ou pas affectés.

La figure 58 présente la position de l'interface en fonction du diamètre des particules. On y remarque un changement rapide de la hauteur de l'interface lorsque le diamètre du solide passe de 113 à 163 microns. Ce comportement est typique lorsque la vitesse de sédimentation des particules devient beaucoup plus grande que la vitesse verticale du fluide. Le même comportement a été observé lors des simulations de l'opération du C-Floc à la section 6.2.11.

(3) Selon la terminologie utilisée ici, les « variables géométriques » et les « variables de procédé » sont en fait les paramètres d'entrée pour le modèle mathématique. Ce sont donc des *variables de contrôle*. D'autre part, les « paramètres indicateurs de performance » sont ceux résultant des simulations. Ce sont donc des *variables contrôlées*.

Tableau 27 : Résultats des simulations caractérisant
l'effet du diamètre des particules sur la performance de Bopile.

Simulation		Grille d'analyse						
Nom	Diamètre particules	Position interface	Solide moyen puits	Rapport recirculation liquide	Rapport dilution solide	% puits $> 2 \text{ s}^{-1}$	Vitesse verticale	Temps résidence puits
	10^{-6} m	m	kg/m^3			%	m/h	min
m11	113	17,32	123,8	1,2	1,7	0,2	1,1	3,8
m10	163	0,90	14,1	1,9	15,0	0,2	0,9	3,8
m09	237	0,36	4,3	4,9	49,1	0,4	0,8	3,8
m12	298	0,28	3,1	7,9	69,0	0,8	0,8	3,8

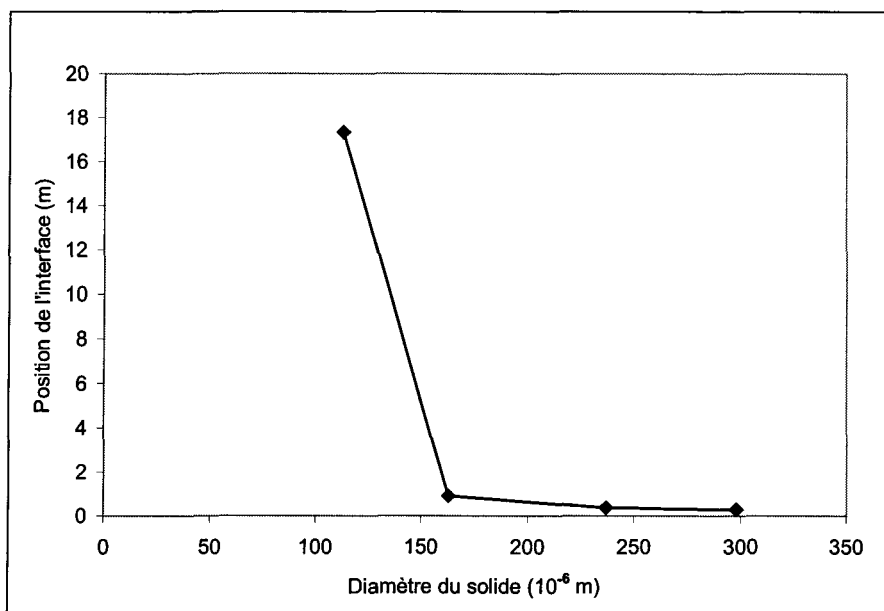


Figure 58 : Variation de la position de l'interface de boue
selon le diamètre des particules de solide, pour les simulations de Bopile.

La figure 59 présente la concentration moyenne de solide dans le puits d'alimentation en fonction du diamètre des particules. On y observe le même comportement que pour la position de l'interface. Lorsque le diamètre est petit, les solides sédimentent peu et donc la concentration moyenne dans le puits est plus grande.

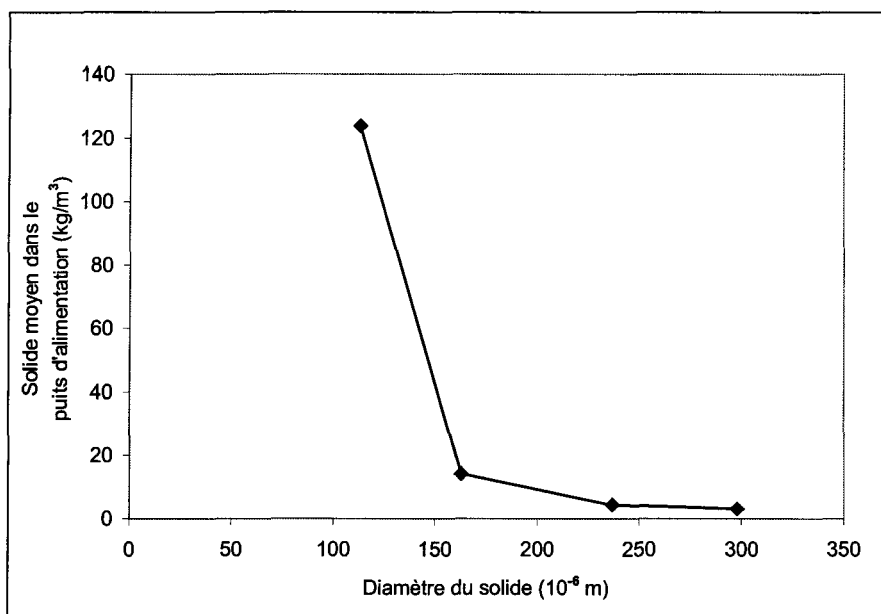


Figure 59 : Variation de la concentration moyenne de solide dans le puits selon le diamètre des particules de solide, pour les simulations de Bopile.

La figure 60 de la distribution du solide dans le puits présente aussi des caractéristiques intéressantes. On y observe que lorsque le diamètre des particules est petit, une fraction significative du volume du puits est concentrée en solide. Ceci concorde avec le comportement illustré à la figure 59.

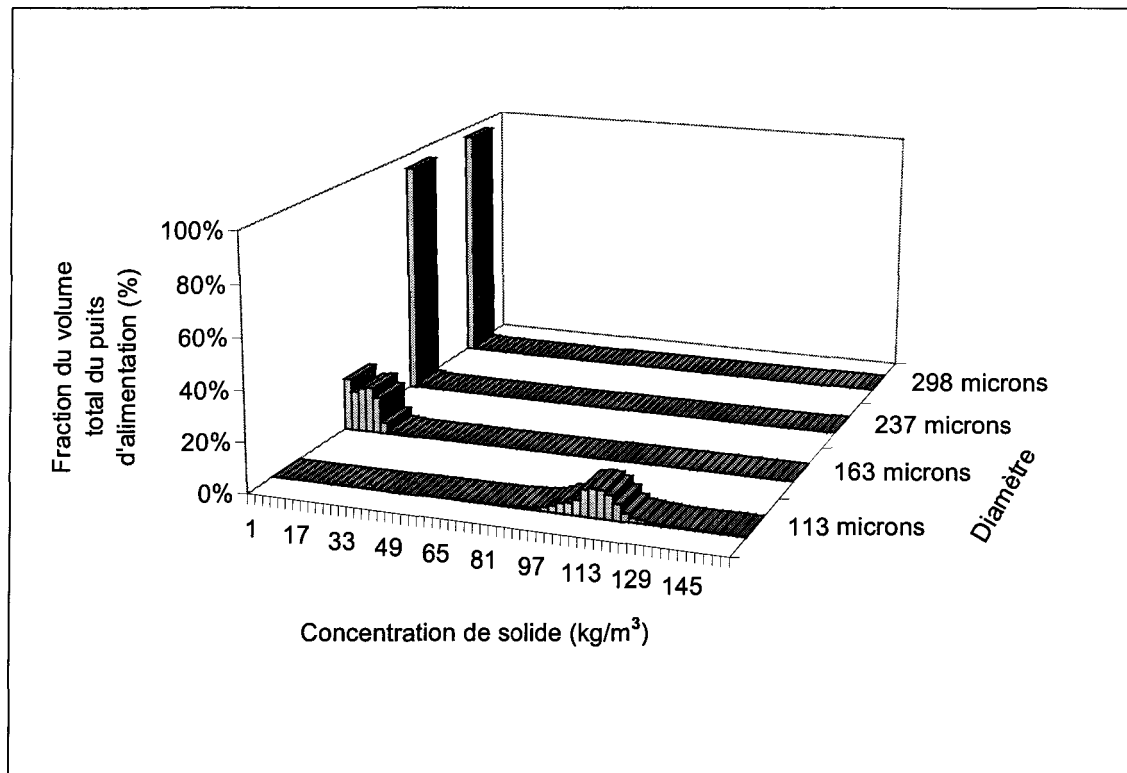


Figure 60 : Distribution du solide dans le puits d'alimentation selon le diamètre des particules de solide, pour les simulations de Bopile.

La figure 61 présente le rapport de recirculation liquide. On observe une augmentation du rapport de recirculation liquide avec l'augmentation du diamètre des particules.

La figure 62 présente le rapport de dilution solide. On remarque que ce dernier augmente lorsque le diamètre des particules augmente. Ceci s'explique par l'effet combiné d'une plus grande recirculation liquide et d'une plus faible concentration de solide dans le puits lorsque la vitesse de sédimentation des particules augmente.

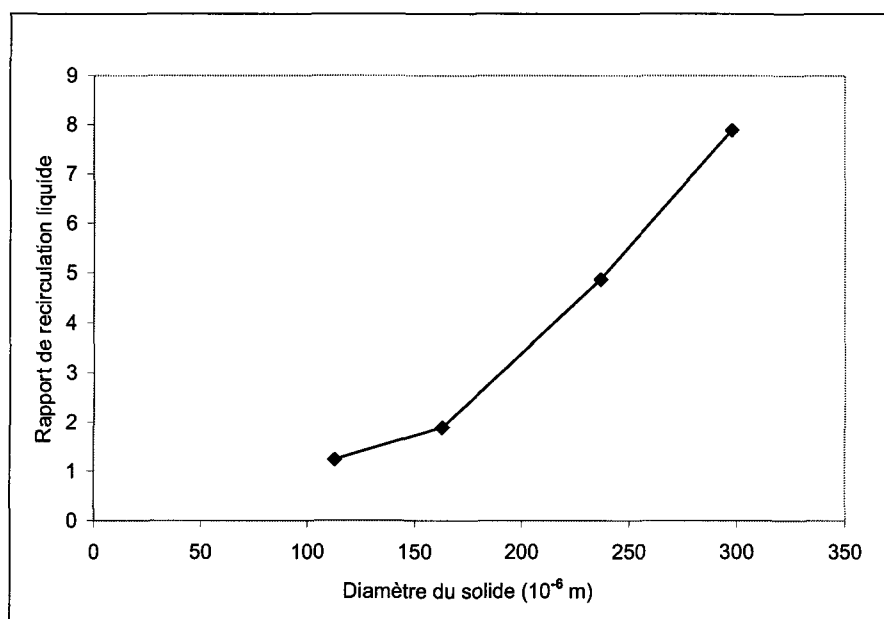


Figure 61 : Variation du rapport de recirculation liquide selon le diamètre des particules de solide, pour les simulations de Bopile.

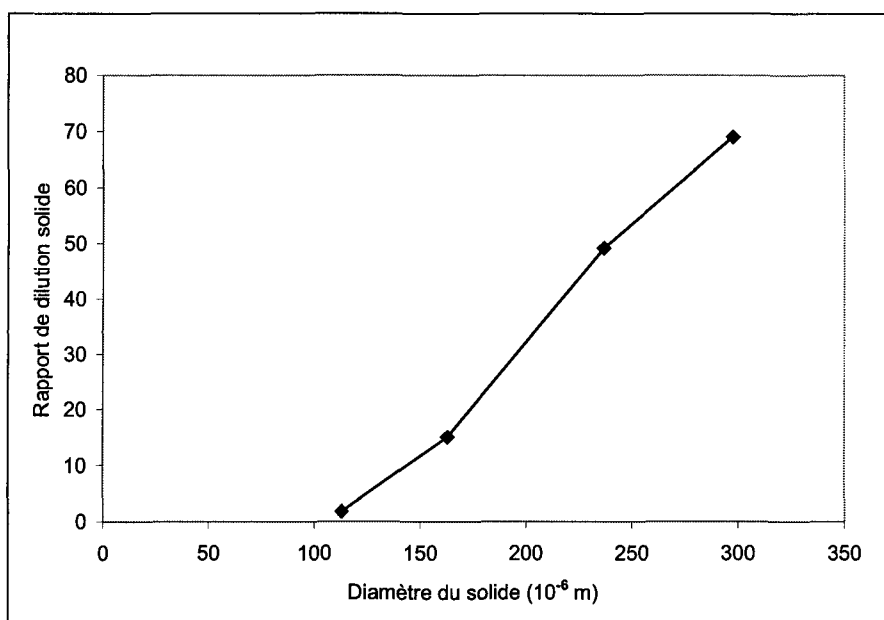


Figure 62 : Variation du rapport de dilution solide selon le diamètre des particules de solide, pour les simulations de Bopile.

La figure 63 présente l'effet de varier le diamètre des particules sur le taux de cisaillement dans le puits d'alimentation. Les résultats sont exprimés à partir de la fraction du volume du puits d'alimentation où le taux de cisaillement est supérieur au seuil de 2 s^{-1} . On observe que lorsque le diamètre des particules augmente, la fraction du puits à taux de cisaillement élevé augmente. Ceci s'explique par l'augmentation de la recirculation et donc du mouvement dans le puits lorsque la vitesse de sédimentation des particules augmente.

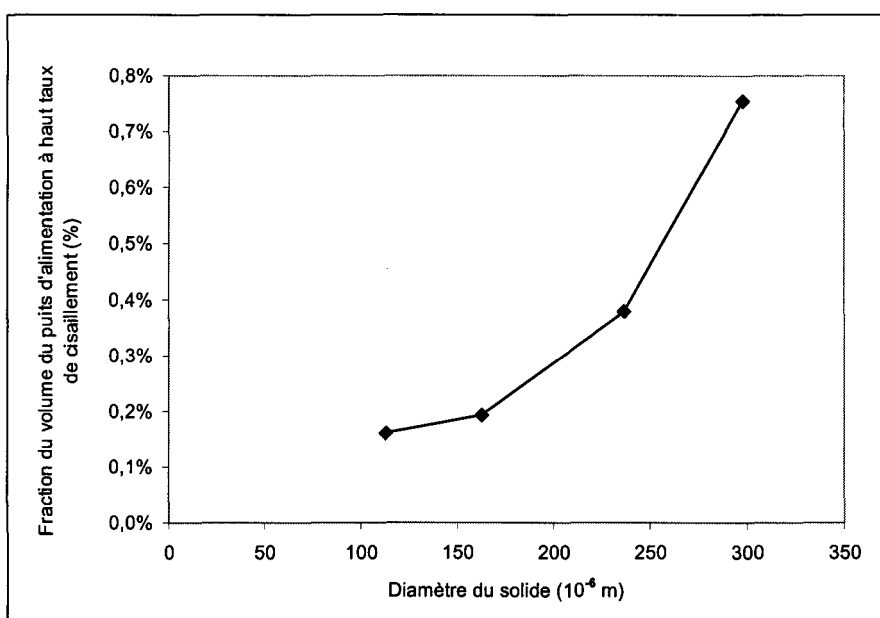


Figure 63 : Variation de la fraction du volume du puits d'alimentation à taux de cisaillement élevé selon le diamètre des particules de solide, pour les simulations de Bopile.

Le diamètre des particules de solide affecte directement la vitesse de sédimentation de ces particules. Cette dernière gouverne la capacité de l'épaisseur à séparer, sous l'action de la gravité, les solides du liquide. De plus, la dilution interne est plus grande lorsque la vitesse de sédimentation est elle aussi plus grande puisque c'est le mouvement

vertical descendant du solide qui force le mouvement du liquide et qui crée la dilution interne. Le taux de cisaillement est aussi augmenté. La figure 64 présente le rapport de recirculation liquide en fonction de la vitesse de sédimentation libre des particules. On observe la relation linéaire entre les deux paramètres.

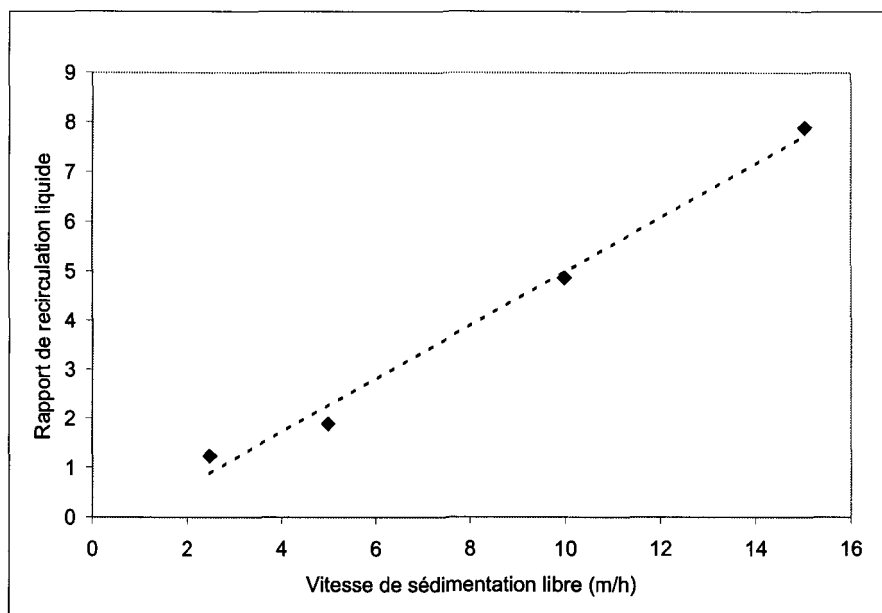


Figure 64 : Variation du rapport de recirculation liquide en fonction de la vitesse de sédimentation libre des particules, pour les simulations de Bopile.

7.2. EFFET DU DÉBIT DE SOUSVERSE

Le tableau 28 présente les résultats des simulations. Elles ont été réalisées avec les mêmes paramètres que le cas de base décrit aux tableaux 24 et 25, à l'exception du débit de sousverse qu'on a fait varier entre 152 et 228 m³/h. On remarque qu'une variation du débit de sousverse affecte surtout la position de l'interface, la concentration de solide à la sousverse et la vitesse verticale. Les autres paramètres sont peu affectés.

Tableau 28 : Résultats des simulations caractérisant
l'effet du débit de sousverse sur la performance de Bopile.

Simulation		Grille d'analyse						
Nom	Débit sousverse	Position interface	Solide moyen puits	Rapport recirculation liquide	Rapport dilution solide	% puits > 2 s ⁻¹	Vitesse verticale	Solide sousverse
	m ³ /h	m	kg/m ³			%	m/h	kg/m ³
m09	152	0,36	4,3	4,9	49	0,4	0,8	350
m72	190	0,29	4,2	5,1	50	0,4	0,4	279
m71	228	0,26	4,2	5,3	51	0,4	0,1	233

Les figures 65 et 66 présentent la variation de la position de l'interface et la concentration de solide à la sousverse. On observe la diminution de ces deux paramètres lorsque le débit de sousverse augmente. Ce comportement avait déjà été rapporté à la section 6.2.10 lors de l'étude du C-Floc.

La figure 67 présente la variation de la vitesse verticale. On remarque que cette dernière diminue aussi lorsque le débit de sousverse augmente. Ceci s'explique par le bilan de masse de l'épaisseur. En pompant plus de matériel hors du réservoir par la sousverse, les vitesses verticales vers la surverse sont diminuées. La figure illustre aussi la limite maximum au débit de sousverse qui est atteinte lorsque la vitesse verticale est nulle. Ceci correspond au cas où le débit de sousverse est égal au débit d'alimentation.

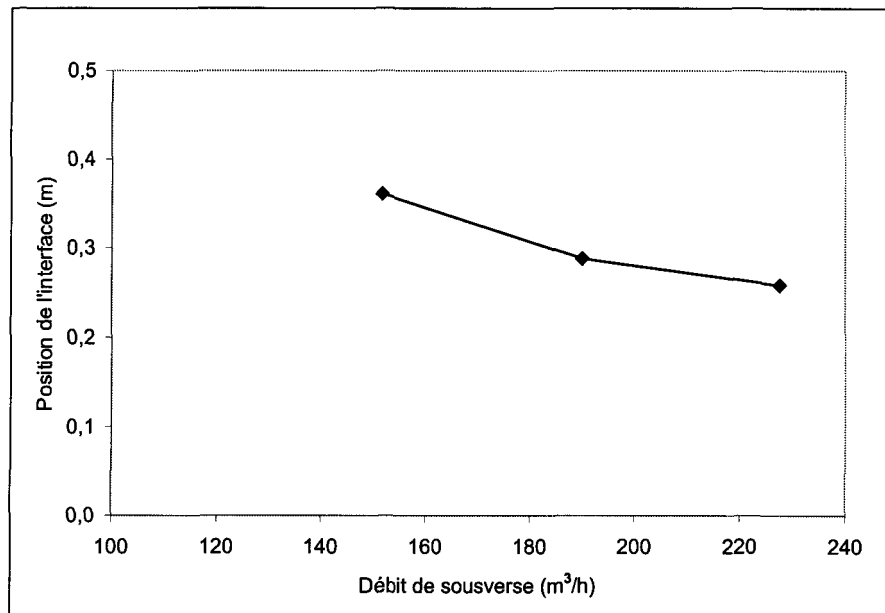


Figure 65 : Variation de la position de l'interface de boue selon le débit de sousverse, pour les simulations de Bopile.

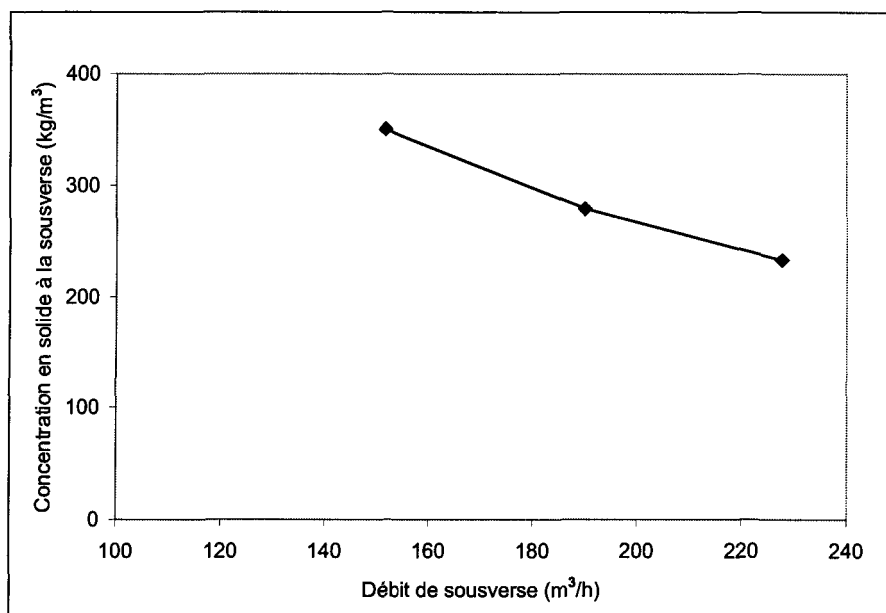


Figure 66 : Variation de la concentration de solide à la sousverse selon le débit de sousverse, pour les simulations de Bopile.

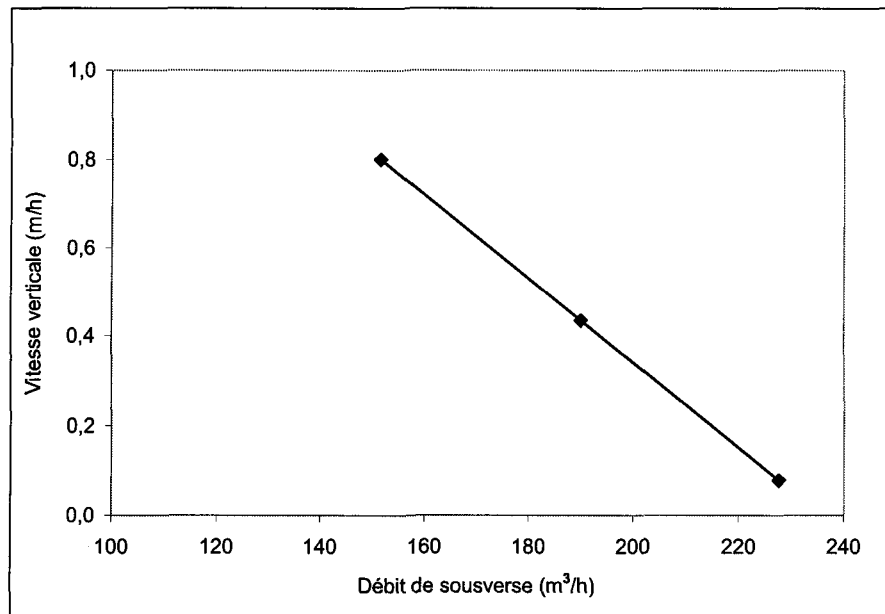


Figure 67 : Variation de la vitesse verticale selon le débit de sousverse, pour les simulations de Bopile.

7.3. EFFET DE LA CONCENTRATION EN SOLIDE À L'ALIMENTATION

Le tableau 29 présente les résultats des simulations. Elles ont été réalisées avec les mêmes paramètres que le cas de base décrit aux tableaux 24 et 25, à l'exception de la concentration en solide à l'alimentation qu'on a fait varier entre 4 et 283 kg/m³. On remarque qu'une variation de la concentration de solide à l'alimentation affecte surtout la position de l'interface, la concentration moyenne de solide dans le puits, le rapport de dilution solide ainsi que la vitesse verticale. Les autres paramètres sont moins affectés.

Tableau 29 : Résultats des simulations caractérisant

l'effet de la concentration en solide à l'alimentation sur la performance de Bopile.

Simulation		Grille d'analyse						
Nom	Solide alimentation	Position interface	Solide moyen puits	Rapport recirculation liquide	Rapport dilution solide	% puits > 2 s ⁻¹	Vitesse verticale	Temps résidence puits
	kg/m ³	m	kg/m ³			%	m/h	min
m04	4	0,05	0,5	1,5	6,5	0,6	2,3	3,8
m05	18	0,06	0,6	1,9	30,1	0,5	2,2	3,8
m06	35	0,09	0,9	2,2	38,4	0,6	2,0	3,8
m08	106	0,49	1,9	2,9	56,1	0,9	1,8	3,8
m09	212	0,36	4,3	4,9	49,1	0,4	0,8	3,8
m70	283	0,41	9,4	8,6	30,1	0,5	0,3	3,8

Les figures 68 et 69 présentent respectivement la concentration moyenne de solide dans le puits et la vitesse verticale, en fonction de la concentration de solide à l'alimentation. On remarque que lorsqu'il y a plus de solides à l'alimentation, il y en a aussi plus en moyenne dans le puits d'alimentation. De plus, puisque la vitesse verticale est celle du liquide seul, une augmentation de la concentration de solide à l'alimentation, à débit constant, nécessite une diminution de la fraction volumique de liquide et donc une plus faible vitesse verticale.

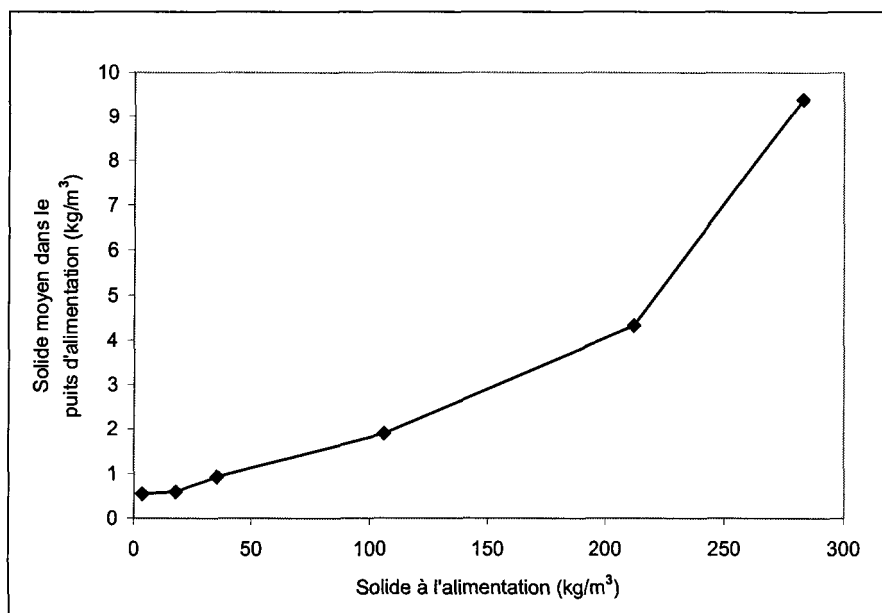


Figure 68 : Variation de la concentration moyenne de solide dans le puits selon la concentration de solide à l'alimentation, pour les simulations de Bopile.

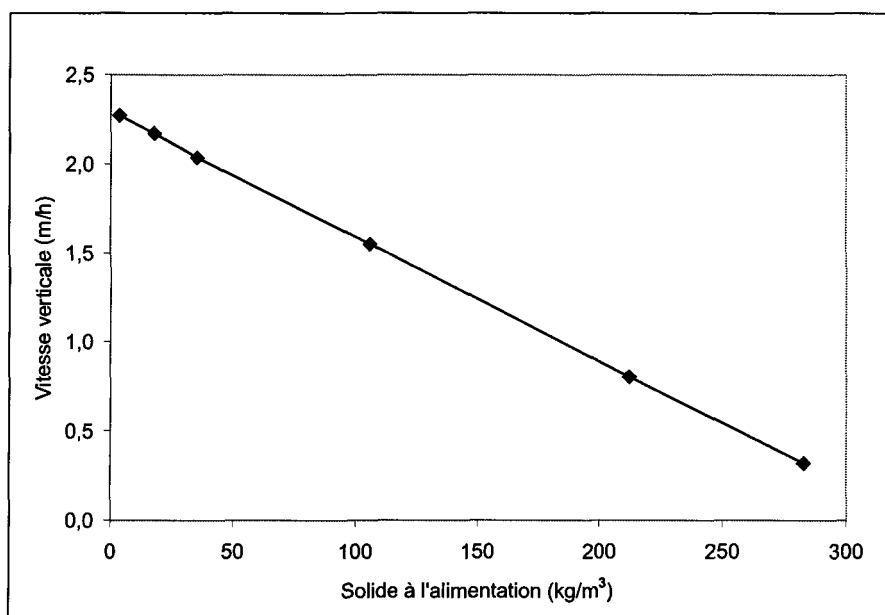


Figure 69 : Variation de la vitesse verticale selon la concentration de solide à l'alimentation, pour les simulations de Bopile.

7.4. EFFET DU DÉBIT D'ALIMENTATION

Le tableau 30 présente les résultats de simulations réalisées avec les mêmes paramètres que le cas de base, à l'exception du débit d'alimentation qu'on a fait varier entre 100 et 500 m³/h. On observe qu'une variation du débit d'alimentation affecte grandement les rapports de recirculation liquide et de dilution solide. La position de l'interface, le solide moyen dans le puits et le temps de résidence dans le puits sont aussi affectés.

Tableau 30 : Résultats des simulations caractérisant
l'effet du débit d'alimentation sur la performance de Bopile.

Simulation		Grille d'analyse						
Nom	Débit alimentation	Position interface	Solide moyen puits	Rapport recirculation liquide	Rapport dilution solide	% puits > 2 s ⁻¹	Vitesse verticale	Temps résidence puits
	m ³ /h	m	kg/m ³			%	m/h	min
m15	100	0,20	1,9	23,0	109,7	0,2	0,3	9,6
m09	250	0,36	4,3	4,9	49,1	0,4	0,8	3,8
m16	375	0,74	6,7	3,2	31,8	0,5	1,3	2,6
m14	500	0,82	10,4	2,3	20,4	0,5	1,7	1,9

Les figures 70 et 71 présentent respectivement le rapport de recirculation liquide et le rapport de dilution solide, en fonction du débit à l'alimentation. On observe que le rapport de recirculation liquide diminue grandement lorsque le débit d'alimentation augmente et que l'allure de la variation est celle d'une courbe en 1/x. Étant donnée la définition du rapport de recirculation liquide (quotient du débit de recirculation sur le débit d'alimentation, pour le liquide), ce comportement illustre que le débit de recirculation est à

peu près constant et donc que ce n'est pas le débit d'alimentation qui gouverne la quantité de liquide qui est recirculée dans le puits. Le rapport de dilution solide présente aussi une diminution avec l'augmentation du débit d'alimentation illustrant une dégradation de la performance.

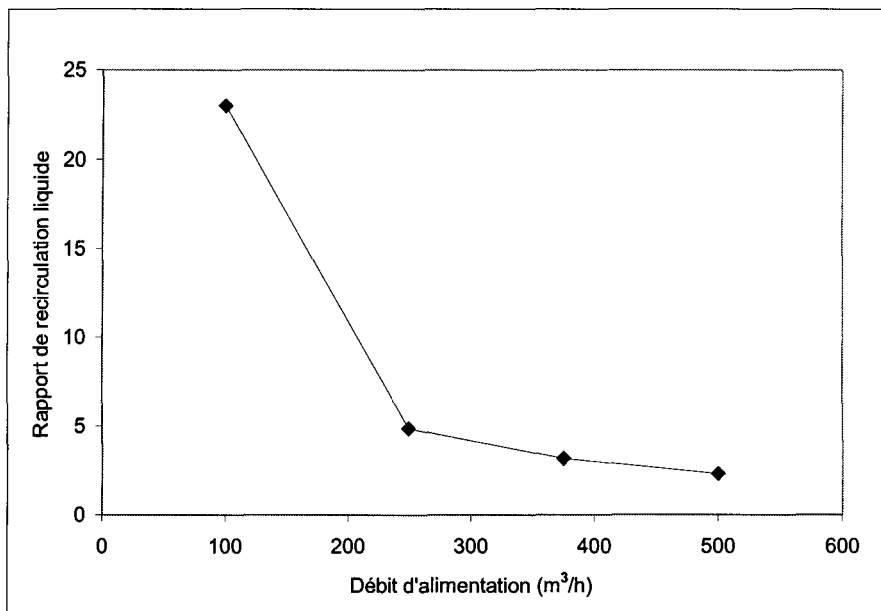


Figure 70 : Variation du rapport de recirculation liquide selon le débit à l'alimentation, pour les simulations de Bopile.

La figure 72 présente la distribution du solide dans le puits d'alimentation pour les quatre valeurs de débit d'alimentation. On y observe que plus le débit est élevé, plus la distribution est large, c'est-à-dire que la concentration en solide dans le puits d'alimentation est moins homogène. Un fort débit d'alimentation amène donc une large distribution de solide dans le puits d'alimentation, ce qui indique généralement une dégradation de la performance.

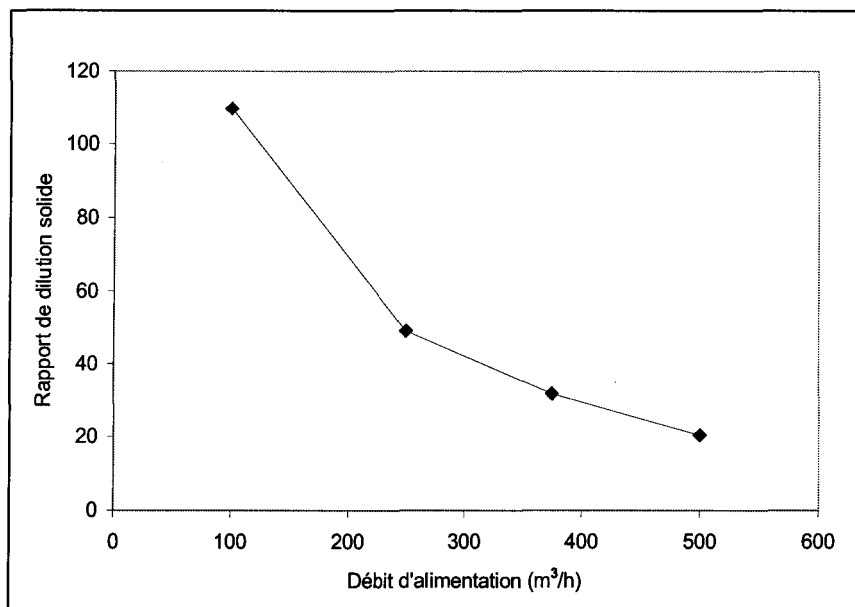


Figure 71 : Variation du rapport de dilution solide selon le débit à l'alimentation, pour les simulations de Bopile.

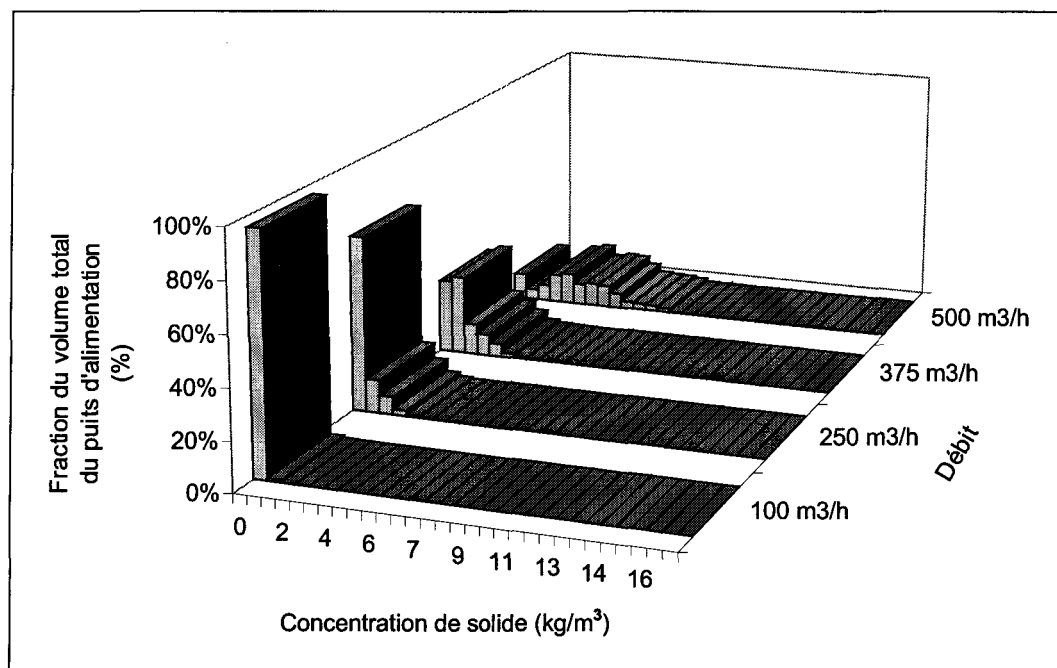


Figure 72 : Distribution du solide dans le puits d'alimentation selon le débit d'alimentation, pour les simulations de Bopile.

7.5. EFFET DE LA VITESSE DE L'ALIMENTATION

Le tableau 31 présente les résultats de simulations réalisées avec les mêmes paramètres que le cas de base, à l'exception de la vitesse d'alimentation qu'on a fait varier entre 0,19 et 0,95 m/s. Le débit d'alimentation étant constant, l'aire du tuyau d'alimentation est ajustée afin de varier les vitesses. Ceci correspond à établir l'effet de varier le diamètre du tuyau d'alimentation. On observe le faible impact de varier la vitesse d'alimentation. La concentration moyenne de solide dans le puits et le rapport de dilution solide sont légèrement affectés. Il y a une meilleure dilution lorsque la vitesse est plus grande.

Tableau 31 : Résultats des simulations caractérisant

l'effet de la vitesse d'alimentation sur la performance de Bopile.

Simulation		Grille d'analyse						
Nom	Vitesse alimentation	Position interface	Solide moyen puits	Rapport recirculation liquide	Rapport dilution solide	% puits > 2 s ⁻¹	Vitesse verticale	Temps résidence puits
	m/s	m	kg/m ³			%	m/h	min
m28	0,19	0,32	5,7	4,7	37	0,4	0,8	3,8
m09	0,47	0,36	4,3	4,9	49	0,4	0,8	3,8
m29	0,76	0,32	3,7	4,9	57	0,4	0,8	3,8
m30	0,95	0,34	3,5	5,0	61	0,4	0,8	3,8

7.6. EFFET DE LA HAUTEUR DU TUYAU D'ALIMENTATION

Le tableau 32 présente les résultats de simulations réalisées avec les mêmes paramètres que le cas de base, à l'exception de la hauteur du tuyau d'alimentation qu'on a

fait varier entre 0,32 et 1,28 m. Cette distance est mesurée du centre du tuyau d'alimentation jusqu'à la base du puits d'alimentation. L'examen des résultats nous fait remarquer que cette variable affecte peu la performance. La concentration moyenne de solide dans le puits et le rapport de dilution solide sont légèrement modifiés. Ceci s'explique par le fait que lorsque le tuyau est plus haut, il y a plus de solide dans le puits. Les figures 73 et 74 illustrent ces données.

Tableau 32 : Résultats des simulations caractérisant

l'effet de la hauteur du tuyau d'alimentation sur la performance de Bopile.

Simulation		Grille d'analyse						
Nom	Hauteur tuyau alimentation	Position interface	Solide moyen puits	Rapport recirculation liquide	Rapport dilution solide	% puits > 2 s ⁻¹	Vitesse verticale	Temps résidence puits
	m	m	kg/m ³			%	m/h	min
m19	0,32	0,31	3,2	4,9	67	0,3	0,8	3,8
m09	0,53	0,36	4,3	4,9	49	0,4	0,8	3,8
m18	0,80	0,35	6,0	4,9	36	0,4	0,8	3,8
m17	1,07	0,39	7,5	5,1	28	0,5	0,8	3,8
m20	1,28	0,43	8,5	5,2	25	0,5	0,8	3,8

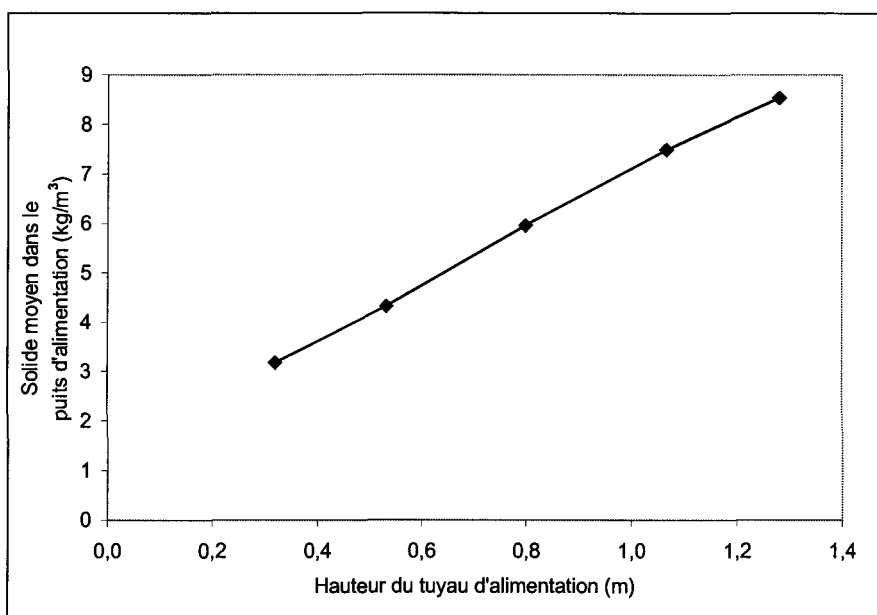


Figure 73 : Variation de la concentration moyenne de solide dans le puits selon la hauteur du tuyau d'alimentation, pour les simulations de Bopile.

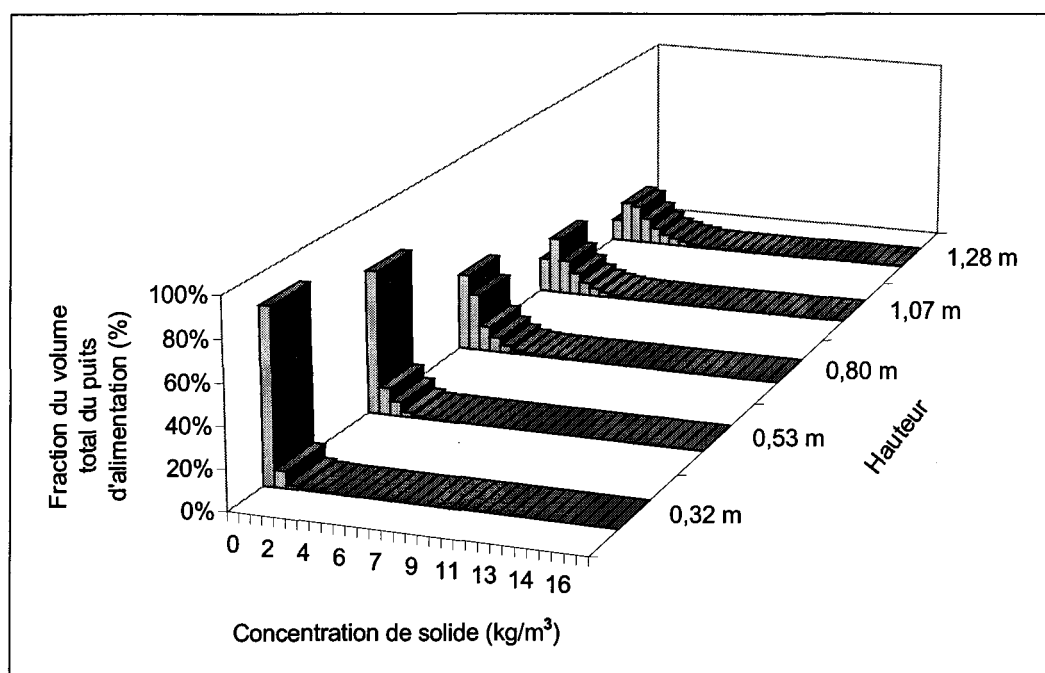


Figure 74 : Distribution du solide dans le puits d'alimentation selon la hauteur du tuyau d'alimentation, pour les simulations de Bopile.

7.7. EFFET DE LA HAUTEUR DE L'ANNEAU

Le tableau 33 présente les résultats de simulations réalisées avec les mêmes paramètres que le cas de base, à l'exception de la position verticale de l'anneau, situé dans la région inférieure du puits d'alimentation, qu'on a fait varier entre 0,11 et 0,32 m. Cette position correspond à la distance entre le bas du tuyau d'alimentation et l'anneau. Ainsi par exemple, la hauteur 0,11 m correspond à un anneau situé très près du dessous du tuyau d'alimentation. Les données du tableau nous indiquent le faible impact de cette variable sur la performance du puits d'alimentation.

Tableau 33 : Résultats des simulations caractérisant
l'effet de la hauteur de l'anneau sur la performance de Bopile.

Simulation		Grille d'analyse						
Nom	Hauteur Anneau	Position interface	Solide moyen puits	Rapport recirculation liquide	Rapport dilution solide	% puits > 2 s ⁻¹	Vitesse verticale	Temps résidence puits
	m	m	kg/m ³			%	m/h	min
m25	0,11	0,30	3,9	3,8	54	0,4	0,8	3,8
m27	0,21	0,32	4,1	3,9	52	0,4	0,8	3,8
m09	0,32	0,36	4,3	4,9	49	0,4	0,8	3,8

7.8. EFFET DE LA LARGEUR DE L'ANNEAU

Le tableau 34 présente les résultats de simulations réalisées avec les mêmes paramètres que le cas de base, à l'exception de la largeur de l'anneau, situé dans la région

inférieure du puits d'alimentation, qu'on a fait varier entre 0,0 et 0,49 m. Les données pour la largeur 0,0 m correspondent en fait au cas sans anneau. Sur la figure 75, on voit que la position de l'interface s'abaisse significativement lorsqu'un anneau est ajouté à la base du puits. Un anneau de 0,26 ou de 0,49 m ne change pas beaucoup cette position. La présence de l'anneau augmente aussi la concentration moyenne de solide dans le puits en encourageant un mouvement dans le plan horizontal.

Tableau 34 : Résultats des simulations caractérisant
l'effet de la largeur de l'anneau sur la performance de Bopile.

Simulation		Grille d'analyse						
Nom	Largeur Anneau	Position interface	Solide moyen puits	Rapport recirculation liquide	Rapport dilution solide	% puits $> 2 \text{ s}^{-1}$	Vitesse verticale	Temps résidence puits
	m	m	kg/m^3			%	m/h	min
m21	0,00	4,35	2,6	3,1	81	0,4	0,8	3,8
m23	0,10	1,13	2,9	3,9	73	0,4	0,8	3,8
m09	0,26	0,36	4,3	4,9	49	0,4	0,8	3,8
m22	0,49	0,37	8,0	4,4	27	0,3	0,8	3,8

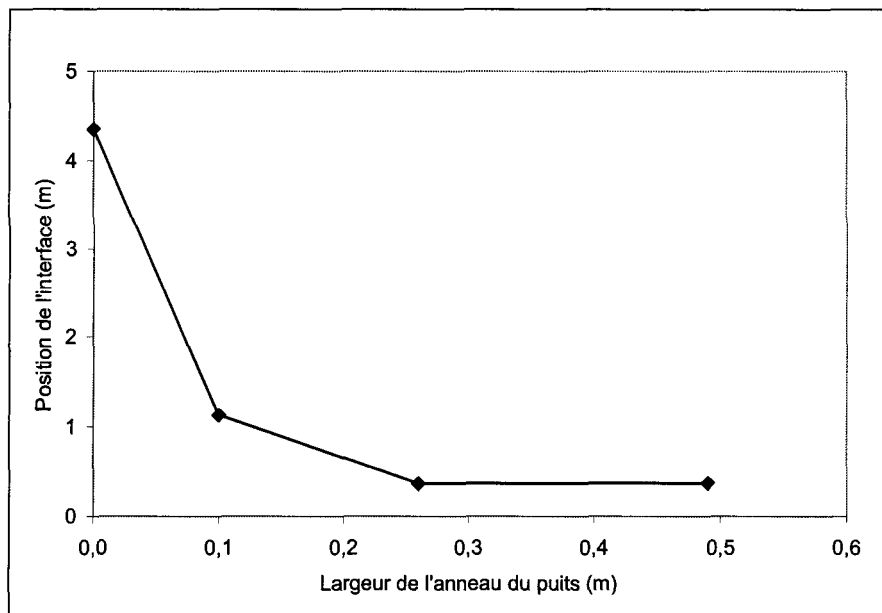


Figure 75 : Variation de la position de l'interface de boue selon la largeur de l'anneau, pour les simulations de Bopile.

7.9. EFFET DU RAYON DU PUIT D'ALIMENTATION

Le tableau 35 présente les résultats de simulations réalisées avec les mêmes paramètres que le cas de base, à l'exception du rayon du puits d'alimentation, qu'on a fait varier entre 0,0 et 2,7 m. Les données pour le rayon 0,0 m correspondent en fait au cas sans puits d'alimentation. Sur la figure 76, on voit que la position de l'interface est grandement affectée par la présence du puits. De plus, un puits trop petit ne réussit pas à abaisser l'interface suffisamment. On remarque aussi, à la figure 77, que lorsque le puits est trop petit (0,9 m) la concentration moyenne de solide y est élevée et que, conséquemment, le rapport de dilution est faible. Ceci s'explique par le faible volume de dilution disponible

lorsque le rayon du puits est faible. Finalement, la vitesse verticale et le temps de résidence sont aussi influencés par le rayon du puits d'alimentation.

Tableau 35 : Résultats des simulations caractérisant l'effet du rayon du puits d'alimentation sur la performance de Bopile.

Simulation		Grille d'analyse						
Nom	Rayon Puits	Position interface	Solide moyen puits	Rapport recirculation liquide	Rapport dilution solide	% puits > 2 s ⁻¹	Vitesse verticale	Temps résidence puits
	m	m	kg/m ³			%	m/h	min
m31	0,0	2,65						0,0
m42	0,9	1,08	22,4	1,1	9	1,5	0,7	0,9
m09	1,8	0,36	4,3	4,9	49	0,4	0,8	3,8
m33	2,7	0,32	2,1	5,3	99	0,2	1,0	8,7

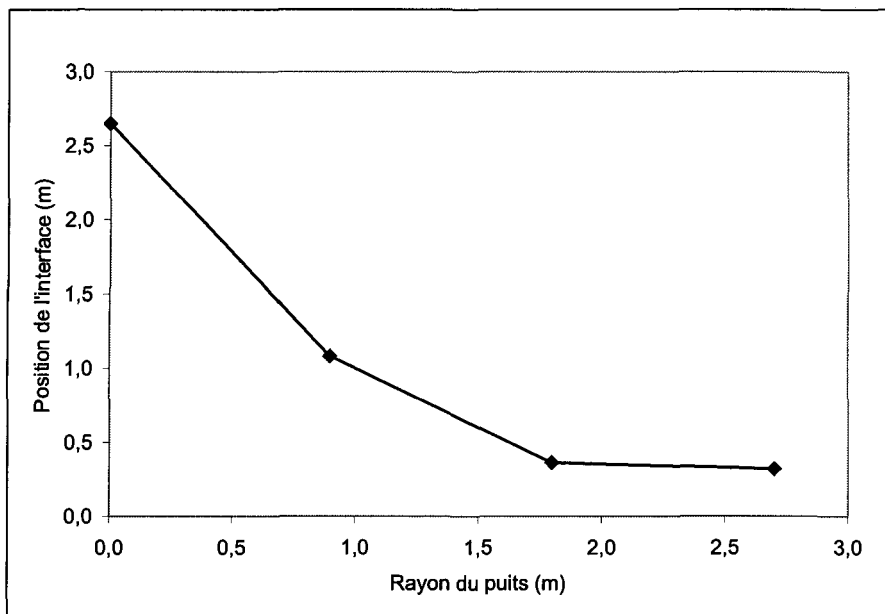


Figure 76 : Variation de la position de l'interface de boue selon le rayon du puits d'alimentation, pour les simulations de Bopile.

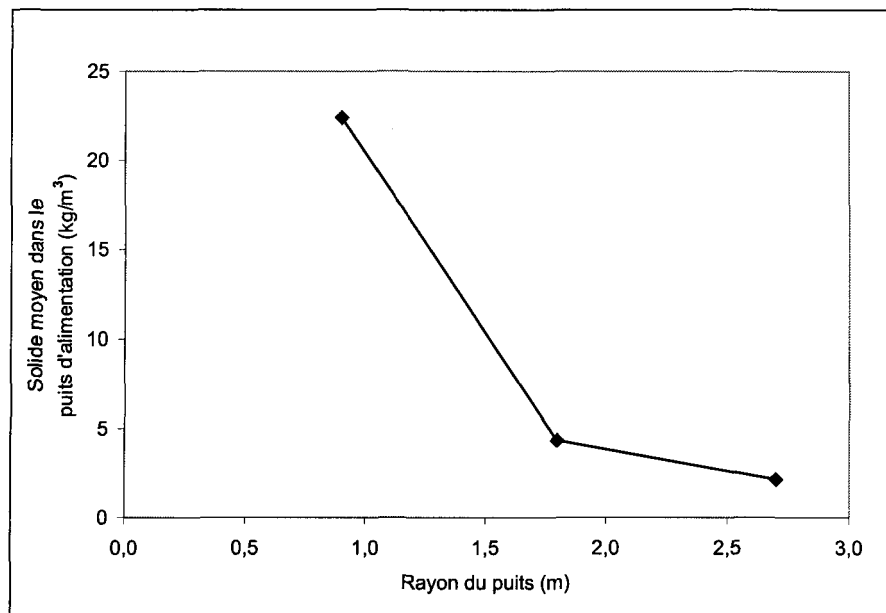


Figure 77 : Variation de la concentration moyenne de solide dans le puits selon le rayon du puits d'alimentation, pour les simulations de Bopile.

7.10. EFFET DE LA HAUTEUR DU Puits D'ALIMENTATION

Le tableau 36 présente les résultats de simulations réalisées avec les mêmes paramètres que le cas de base, à l'exception de la hauteur (dimension verticale) du puits d'alimentation, qu'on a fait varier entre 1,1 et 2,4 m. On remarque que la position de l'interface et le rapport de recirculation liquide ne sont pas affectés par la hauteur du puits. Par contre, à l'aide de la figure 78, on observe que le rapport de dilution solide augmente de façon linéaire avec la hauteur du puits. Ceci s'explique par la présence d'un plus grand volume de dilution. Il en résulte aussi un plus grand temps de résidence pour un puits plus haut.

Tableau 36 : Résultats des simulations caractérisant

l'effet de la hauteur du puits d'alimentation sur la performance de Bopile.

Simulation		Grille d'analyse						
Nom	Hauteur Puits	Position interface	Solide moyen puits	Rapport recirculation liquide	Rapport dilution solide	% puits $> 2 \text{ s}^{-1}$	Vitesse verticale	Temps résidence puits
	m	m	kg/m^3			%	m/h	min
m49	1,1	0,32	5,9	4,8	36	0,9	0,8	2,6
m09	1,6	0,36	4,3	4,9	49	0,4	0,8	3,8
m46	2,4	0,34	3,0	4,9	70	0,2	0,8	5,7

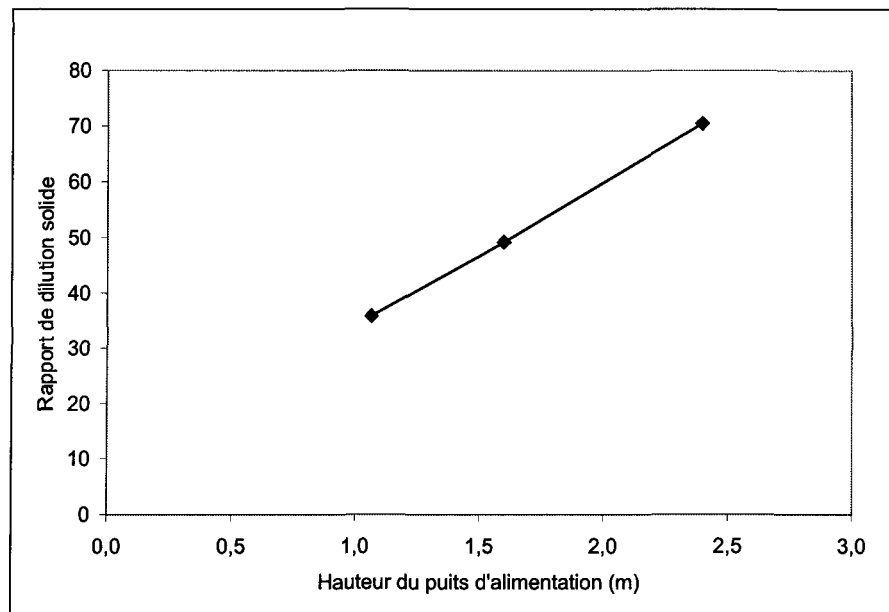


Figure 78 : Variation du rapport de dilution solide selon la hauteur du puits d'alimentation, pour les simulations de Bopile.

7.11. EFFET DU RAYON DE L'ÉPAISSISSEUR

Le tableau 37 présente les résultats de simulations réalisées avec les mêmes paramètres que le cas de base, à l'exception du rayon de l'épaisseur, qu'on a fait varier entre 3,1 et 9,2 m. On remarque que la position de l'interface est peu affectée par le rayon de l'épaisseur. Par contre, la vitesse verticale est évidemment grandement affectée telle que présentée à la figure 79. Il s'en suit une variation de la concentration moyenne de solide dans le puits comme l'illustre la figure 80. Il est aussi intéressant d'observer que le rapport de recirculation liquide augmente avec le rayon de l'épaisseur.

Tableau 37 : Résultats des simulations caractérisant

l'effet du rayon de l'épaisseur sur la performance de Bopile.

Simulation		Grille d'analyse						
Nom	Rayon épaisseur	Position interface	Solide moyen puits	Rapport recirculation liquide	Rapport dilution solide	% puits > 2 s ⁻¹	Vitesse verticale	Temps résidence puits
	m	m	kg/m ³			%	m/h	min
m50	3,1	0,29	29,7	3,5	7	0,3	5,1	3,8
m09	6,1	0,36	4,3	4,9	49	0,4	0,8	3,8
m51	9,2	0,27	3,9	9,2	55	0,5	0,3	3,8

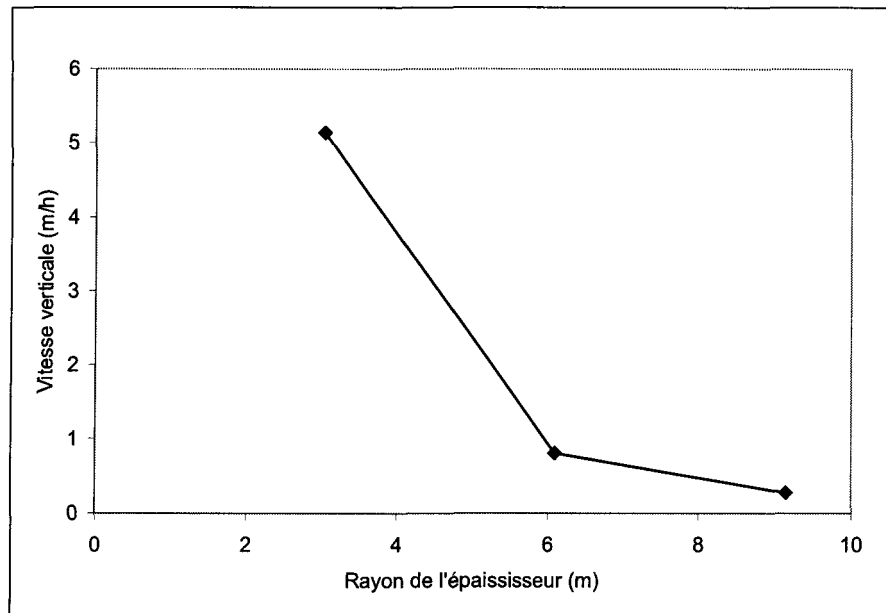


Figure 79 : Variation de la vitesse verticale
selon le rayon de l'épaisseur, pour les simulations de Bopile.

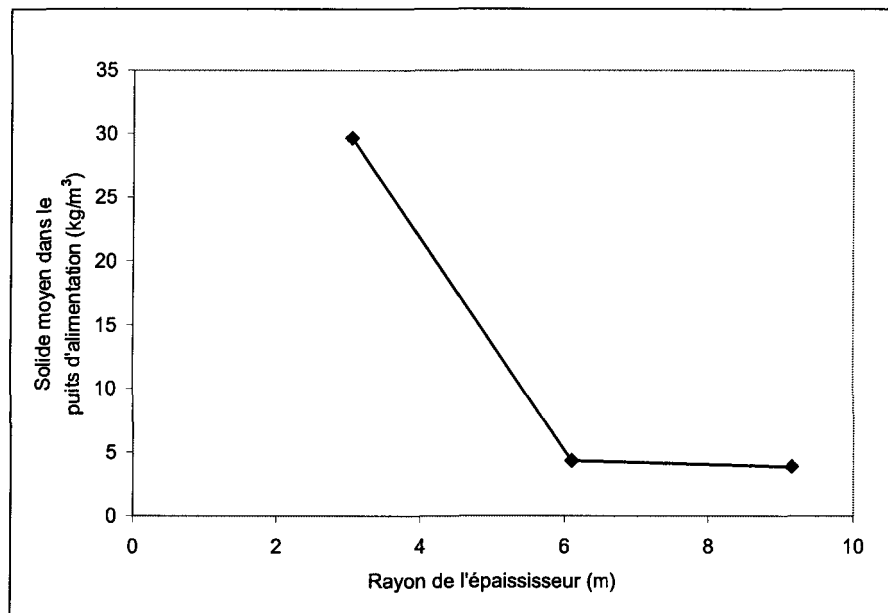


Figure 80 : Variation de la concentration moyenne de solide dans le puits
selon le rayon de l'épaisseur, pour les simulations de Bopile.

7.12. EFFET DE LA HAUTEUR DE L'ÉPAISSISSEUR

Le tableau 38 présente les résultats de simulations réalisées avec les mêmes paramètres que le cas de base, à l'exception de la hauteur de l'épaisseur, qu'on a fait varier entre 9 et 27 m. On remarque que la position de l'interface est le seul paramètre affecté significativement par la hauteur de l'épaisseur, tel qu'illustré à la figure 81. L'interface est plus basse lorsque l'épaisseur est haut et lorsque le mouvement au voisinage du puits affecte peu le lit de solide sédimentant au loin, près du fond.

Tableau 38 : Résultats des simulations caractérisant
l'effet de la hauteur de l'épaisseur sur la performance de Bopile.

Simulation		Grille d'analyse						
Nom	Hauteur épaisseur	Position interface	Solide moyen puits	Rapport recirculation liquide	Rapport dilution solide	% puits > 2 s ⁻¹	Vitesse verticale	Temps résidence puits
	m	m	kg/m ³			%	m/h	min
m54	9	0,91	4,3	5,4	49	0,4	0,8	3,8
m09	18	0,36	4,3	4,9	49	0,4	0,8	3,8
m52	27	0,27	4,3	4,4	49	0,4	0,8	3,8

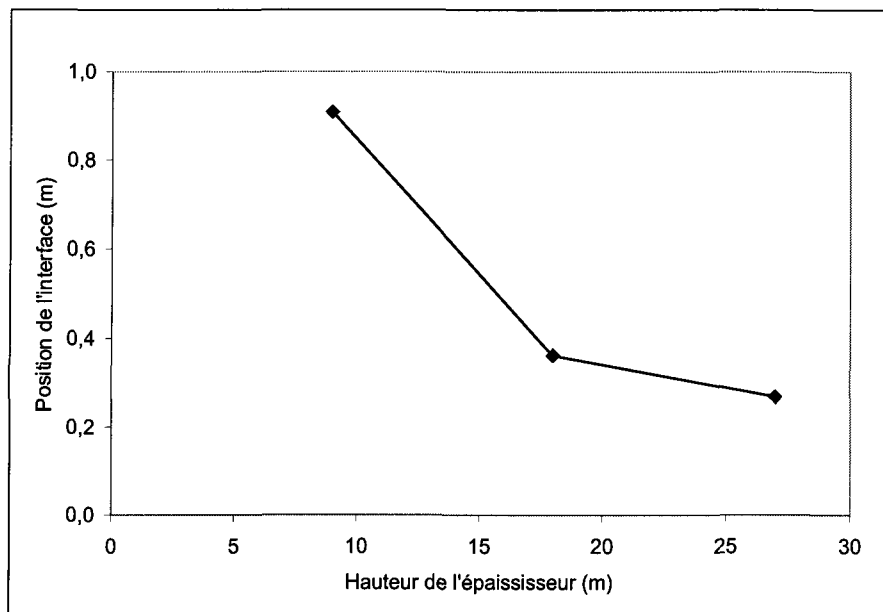


Figure 81 : Variation de la position de l'interface de boue selon la hauteur de l'épaisseur, pour les simulations de Bopile.

7.13. VARIABLES CRITIQUES

Les effets de plusieurs variables sur la performance de Bopile ont été établis aux sections précédentes. Nous allons maintenant identifier les variables critiques, c'est-à-dire celles ayant le plus grand impact sur la performance.

7.13.1. ÉTUDE DÉTAILLÉE

Cette section présente quelques graphiques récapitulatifs servant à établir quelles sont les variables les plus importantes affectant certains paramètres-clé de la performance de Bopile. Pour ce faire, les paramètres suivants ont été retenus :

- position de l'interface de boue;
- rapport de recirculation liquide;

- concentration moyenne de solide dans le puits;
- rapport de dilution solide;
- taux de cisaillement moyen;
- fraction du volume du puits d'alimentation dont le taux de cisaillement est supérieur à 2 s^{-1} ;
- vitesse verticale dans l'épaisseur;
- temps de résidence dans le puits d'alimentation.

Le tableau 39 et les figures 82 à 89 suivantes sont obtenus en exprimant les résultats des simulations présentées aux tableaux 27 à 38 sous forme de pourcentage de variation par rapport au cas de base et en ne retenant que les cas représentant un changement de -50% et de $+50\%$ de chaque variable. Noter que pour le débit de sousverse, il est irréaliste de faire une simulation avec une réduction du débit de 50% par rapport au cas de base puisque ce faible débit résulterait en une accumulation de solide dans l'épaisseur. Noter aussi que pour la hauteur de l'anneau, la géométrie du puits d'alimentation empêche d'augmenter la hauteur de 50% par rapport au cas de base sans déplacer la position du tuyau d'alimentation. En conséquence, les variations des paramètres correspondant à ces variables sont mises à zéro pour ces deux cas. Il faut aussi remarquer que les variations des paramètres peuvent être négatives ou positives. Ceci signifie que la valeur d'un paramètre peut diminuer ou augmenter avec la variation d'une variable. Le tableau 39 indique le signe de la variation dans la colonne appropriée. Pour les figures 82 à 89, le sens de la flèche indique si le paramètre augmente (flèche vers la droite) ou diminue (flèche vers la

gauche) lorsque la variable augmente. Pour quelques cas, la variation est tellement grande qu'elle est en dehors de l'échelle choisie des graphiques. Elle est alors indiquée en pourcentage sur la ligne correspondante.

Les sections suivantes commenteront chacun des paramètres-clé tour à tour.

Tableau 39 : Sommaire des variations relatives des paramètres-clé
pour une variation de -50% et de +50% de chaque variable, pour Bopile.

Variable	Paramètres															
	Position interface		Rapport recirculation liquide		Solide moyen puits		Rapport dilution solide		Taux cisaillement moyen puits		Fraction puits à haut taux cisaillement		Vitesse verticale		Temps de résidence	
Variation	-50%	50%	-50%	50%	-50%	50%	-50%	50%	-50%	50%	-50%	50%	-50%	50%	-50%	50%
Diamètre des particules	4 698%	-23%	-75%	62%	2 766%	-29%	-97%	40%	-39%	5%	-58%	99%	33%	0%	0%	0%
Débit de sousverse	0%	-29%	0%	9%	0%	-3%	0%	3%	0%	0%	0%	0%	0%	-90%	0%	0%
Concentration de solide alimentation	35%	13%	-40%	76%	-56%	117%	14%	-39%	-4%	15%	126%	21%	94%	-60%	0%	0%
Débit alimentation	-45%	105%	373%	-34%	-55%	54%	123%	-35%	-32%	20%	-36%	24%	-66%	59%	150%	-33%
Vitesse alimentation	-10%	-11%	-3%	1%	33%	-14%	-25%	17%	9%	-4%	4%	10%	-1%	1%	0%	0%
Hauteur du tuyau alimentation	-14%	-3%	0%	1%	-26%	38%	36%	-27%	-13%	15%	-11%	13%	1%	-1%	0%	0%

Tableau 39 (suite): Sommaire des variations relatives des paramètres-clé pour une variation de -50% et de +50% de chaque variable, pour Bopile.

Variable	Paramètres															
	Position interface		Rapport recirculation liquide		Solide moyen puits		Rapport dilution solide		Taux cisaillement moyen puits		Fraction puits à haut taux cisaillement		Vitesse verticale		Temps de résidence	
Variation	-50%	50%	-50%	50%	-50%	50%	-50%	50%	-50%	50%	-50%	50%	-50%	50%	-50%	50%
Hauteur de l'anneau	-16%	0%	-22%	0%	-10%	0%	11%	0%	9%	0%	3%	0%	-1%	0%	0%	0%
Largeur de l'anneau	212%	2%	-19%	-10%	-33%	84%	49%	-46%	-28%	16%	16%	-22%	3%	0%	0%	0%
Rayon du puits alimentation	199%	-12%	-77%	9%	418%	-51%	-81%	102%	164%	-47%	294%	-55%	-8%	23%	-76%	127%
Hauteur du puits alimentation	-11%	-7%	-1%	0%	37%	-30%	-27%	43%	35%	-28%	135%	-38%	-1%	10%	-33%	50%
Rayon de l'épaisseur	-21%	-25%	-27%	90%	586%	-11%	-85%	12%	-9%	-3%	-29%	31%	541%	-66%	0%	0%
Hauteur de l'épaisseur	152%	-26%	11%	-10%	0%	0%	0%	0%	2%	-3%	-2%	-2%	0%	0%	0%	0%

7.13.1.1. POSITION DE L'INTERFACE DE BOUE

La figure 82 présente la variation de la position de l'interface de boue. Plusieurs variables affectent la position de l'interface de boue. La variable majeure est le diamètre des particules. L'impact d'un changement du diamètre des particules est plus de dix fois plus important que l'impact de tout autre changement. Ceci s'explique en considérant que le cas de base est à la limite de la zone d'opération en contrôle de l'épaisseur.

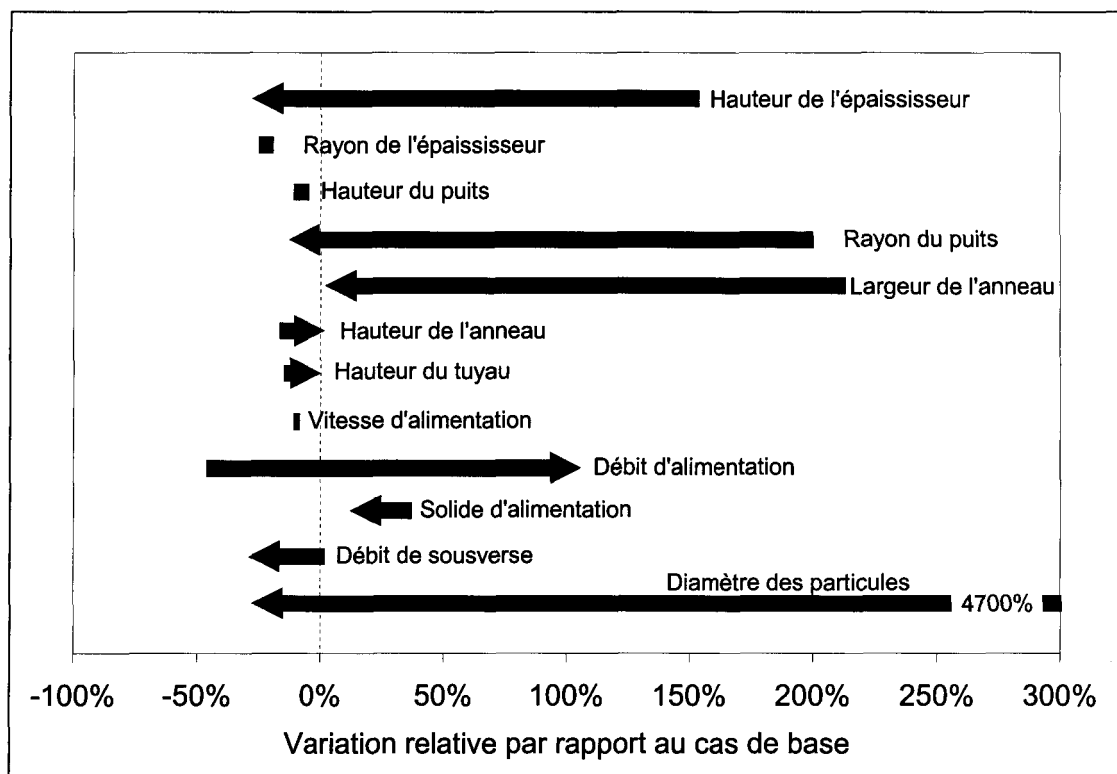


Figure 82 : Variation relative de la position de l'interface de boue pour une variation de -50% à +50% de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.

Toute réduction du diamètre des particules influence rapidement la capacité de séparation de l'épaisseur et fait alors monter la position de l'interface de boue. On note aussi qu'une augmentation d'autres variables, telles la hauteur de l'épaisseur, le rayon du puits et la largeur de l'anneau, qui tendent toutes à rendre les vitesses près du lit de boue plus faibles, font aussi baisser la position de l'interface de boue. Un débit d'alimentation plus faible diminue aussi les vitesses au voisinage du lit de boue et tend à le faire baisser.

7.13.1.2. RAPPORT DE RECIRCULATION LIQUIDE

La figure 83 présente la variation du rapport de recirculation liquide.

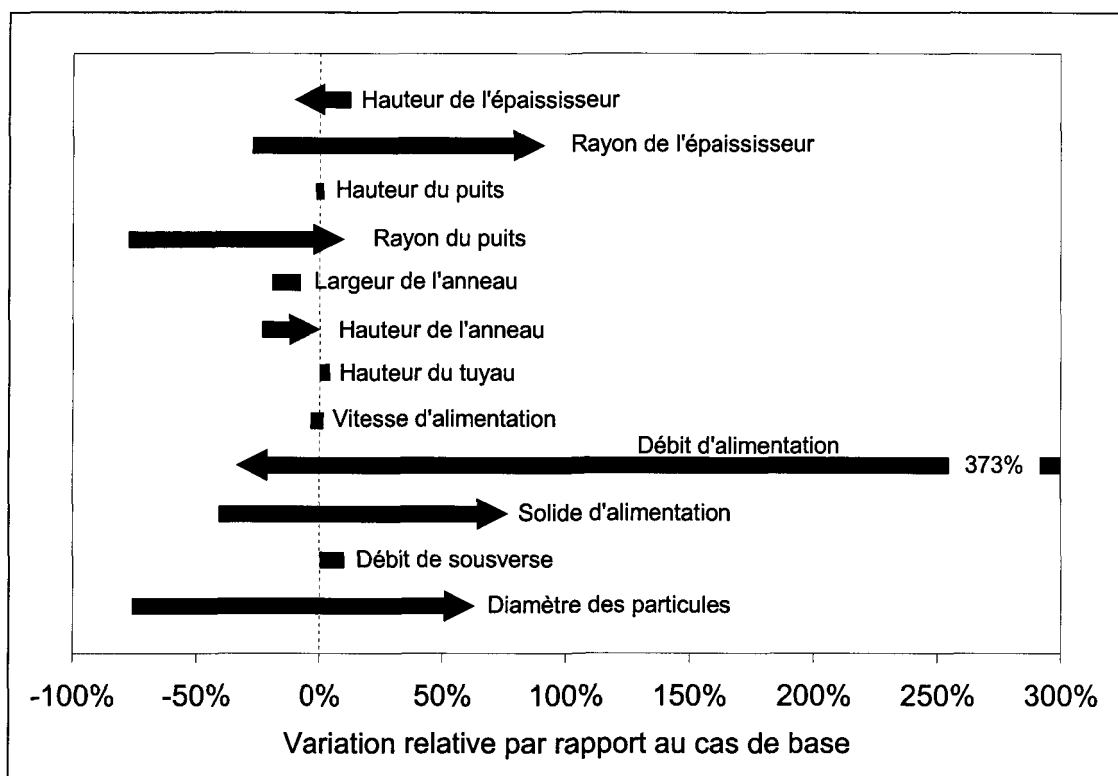


Figure 83 : Variation relative du rapport de recirculation liquide pour une variation de -50% à +50% de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.

Le débit d'alimentation est la variable affectant le plus le rapport de recirculation. Puisque ce rapport est le quotient de la dilution interne au débit d'alimentation, il est normal qu'il soit grandement diminué par une augmentation de débit d'alimentation. On note aussi que le rapport de recirculation est augmenté lorsque la concentration de solide de l'alimentation de même que le diamètre de ce solide augmentent. Ainsi, lorsque le volume de liquide déplacé par les solides sédimentants augmente, le rapport de recirculation augmente aussi. Finalement, on observe que les rayons du puits et de l'épaisseur ont aussi un effet. Une diminution de ces variables augmente la friction et diminue la quantité de dilution interne et le rapport de recirculation liquide.

7.13.1.3. CONCENTRATION MOYENNE DE SOLIDE DANS LE PUIITS

La figure 84 présente la variation de la concentration moyenne de solide dans le puits d'alimentation. Encore ici, le diamètre des particules est la variable la plus importante pour le contrôle de la concentration de solide dans le puits. Son effet s'exerce par l'intermédiaire de la vitesse de sédimentation du solide. Ensuite, le rayon du puits et de l'épaisseur ont un impact important. Ceci s'explique par un effet de dilution plus grand, donc une plus faible concentration en solide dans le puits, pour un puits ou un épaisseur plus grand. On remarque évidemment que la concentration de solide à l'alimentation et le débit d'alimentation affectent la concentration moyenne de solide dans le puits. Finalement, la largeur de l'anneau joue un rôle important. Un anneau plus grand retient une plus grande quantité de solide dans le puits.

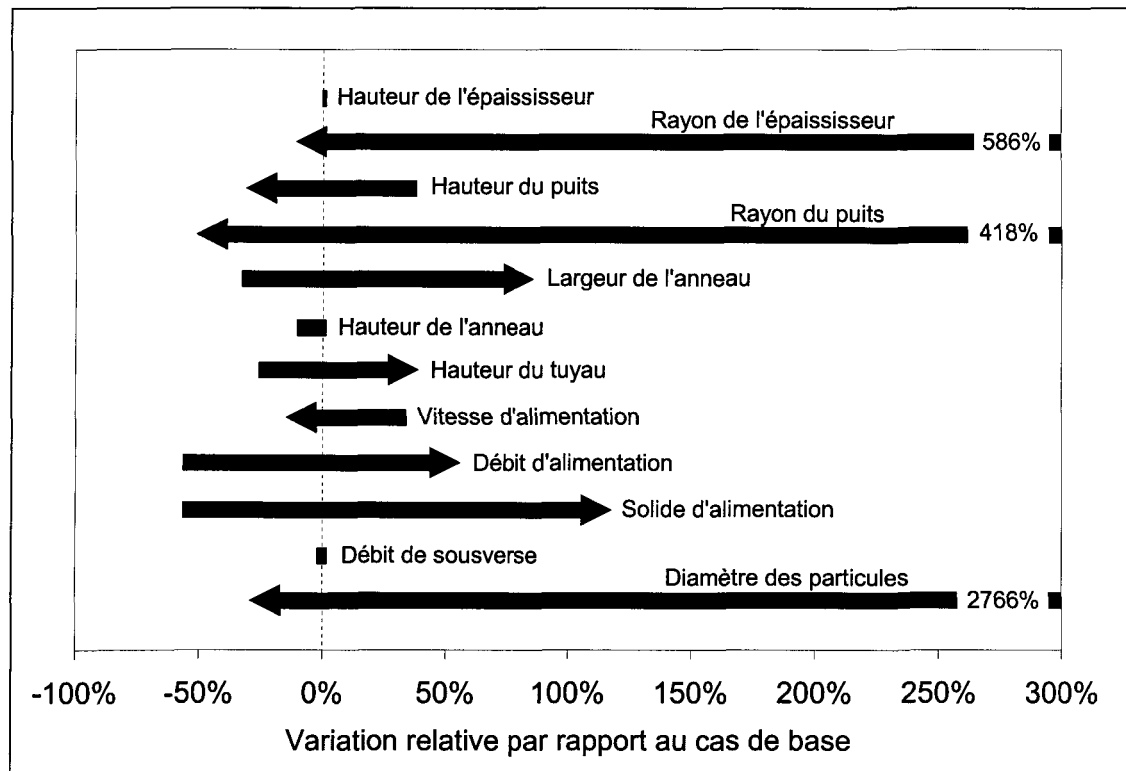


Figure 84 : Variation relative de la concentration moyenne de solide dans le puits d'alimentation pour une variation de -50% à +50% de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.

7.13.1.4. RAPPORT DE DILUTION SOLIDE

La figure 85 présente la variation du rapport de dilution solide dans le puits d'alimentation. La variable la plus importante est le rayon du puits illustrant l'importance du puits pour la dilution. En deuxième rang, le débit d'alimentation affecte le rapport de dilution solide. Une augmentation du débit diminue le rapport de dilution. Ceci s'explique

probablement parce que la concentration moyenne de solide dans le puits augmente très rapidement avec l'augmentation du débit. Ainsi, étant donnée la définition du rapport de dilution solide (concentration de solide à l'alimentation divisée par concentration moyenne de solide dans le puits), il diminue. Finalement, encore une fois, le diamètre des particules affecte le rapport de dilution solide de façon importante, probablement par l'intermédiaire de la concentration moyenne de solide dans le puits.

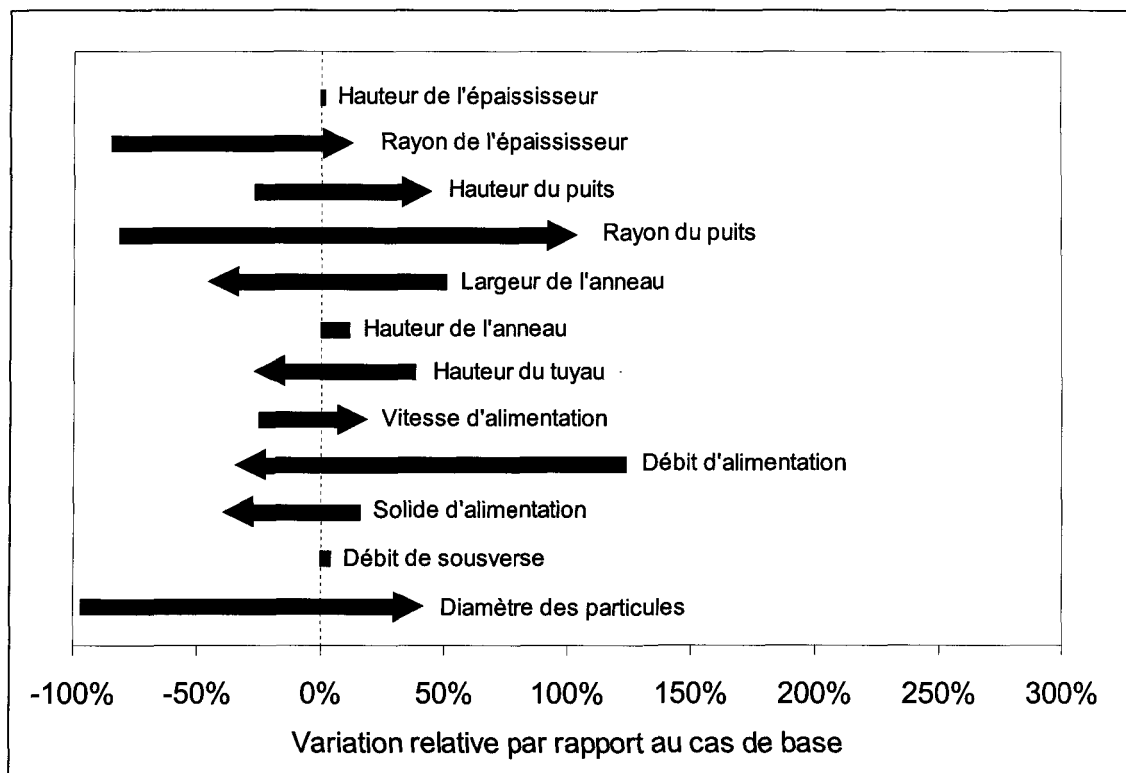


Figure 85 : Variation relative du rapport de dilution solide dans le puits d'alimentation pour une variation de -50% à +50% de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.

7.13.1.5. TAUX DE CISAILLEMENT DANS LE PUIT

La figure 86 présente la variation du taux moyen de cisaillement dans le puits d'alimentation. La variable l'affectant de façon importante est le rayon du puits d'alimentation. Ceci s'explique parce qu'on s'intéresse au taux moyen dans le puits. La moyenne étant faite sur le volume du puits. Il est intéressant de noter qu'un changement de la vitesse d'alimentation n'a presque pas d'impact.

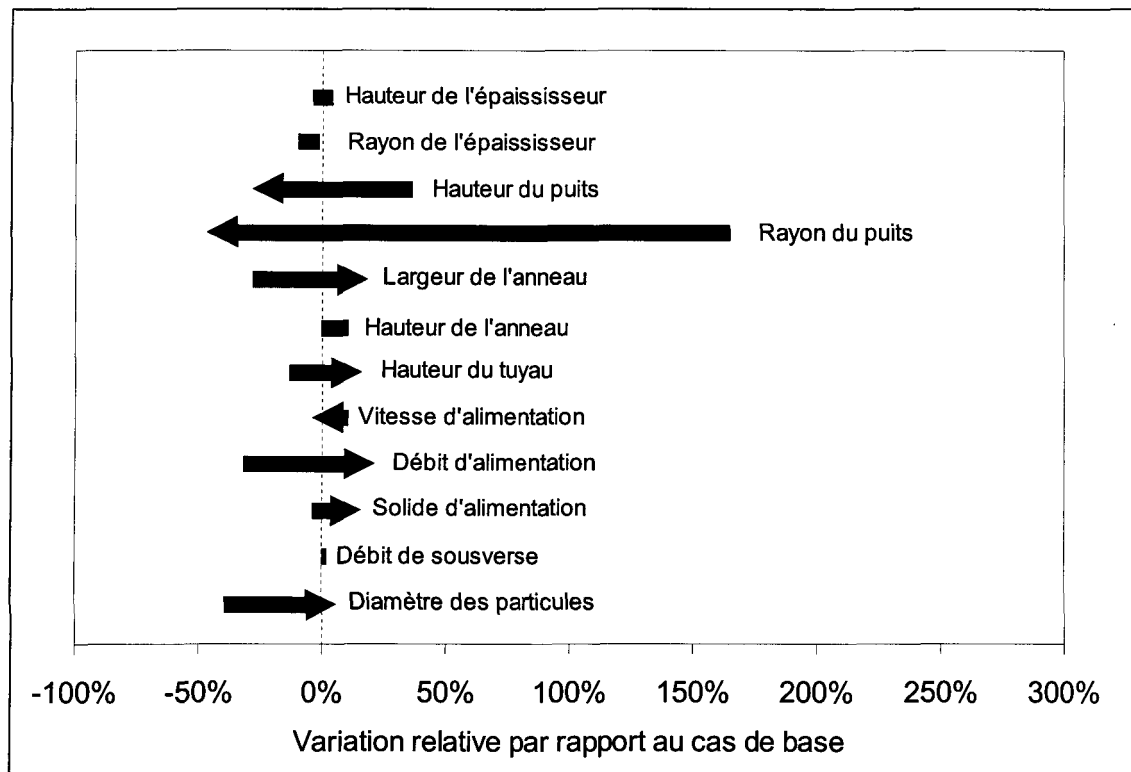


Figure 86 : Variation relative du taux moyen de cisaillement dans le puits d'alimentation pour une variation de -50% à +50% de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.

7.13.1.6. FRACTION DU PUIXS À HAUT TAUX DE CISAILLEMENT

La figure 87 présente la variation de la fraction du volume du puits d'alimentation dont le taux de cisaillement est supérieur à 2 s^{-1} . Encore ici, le rayon et la hauteur du puits d'alimentation jouent un rôle important de dilution. Le diamètre des particules affecte aussi la fraction du puits à haut taux de cisaillement; probablement parce que des particules plus grandes sédimentent plus vite et causent plus de cisaillement.

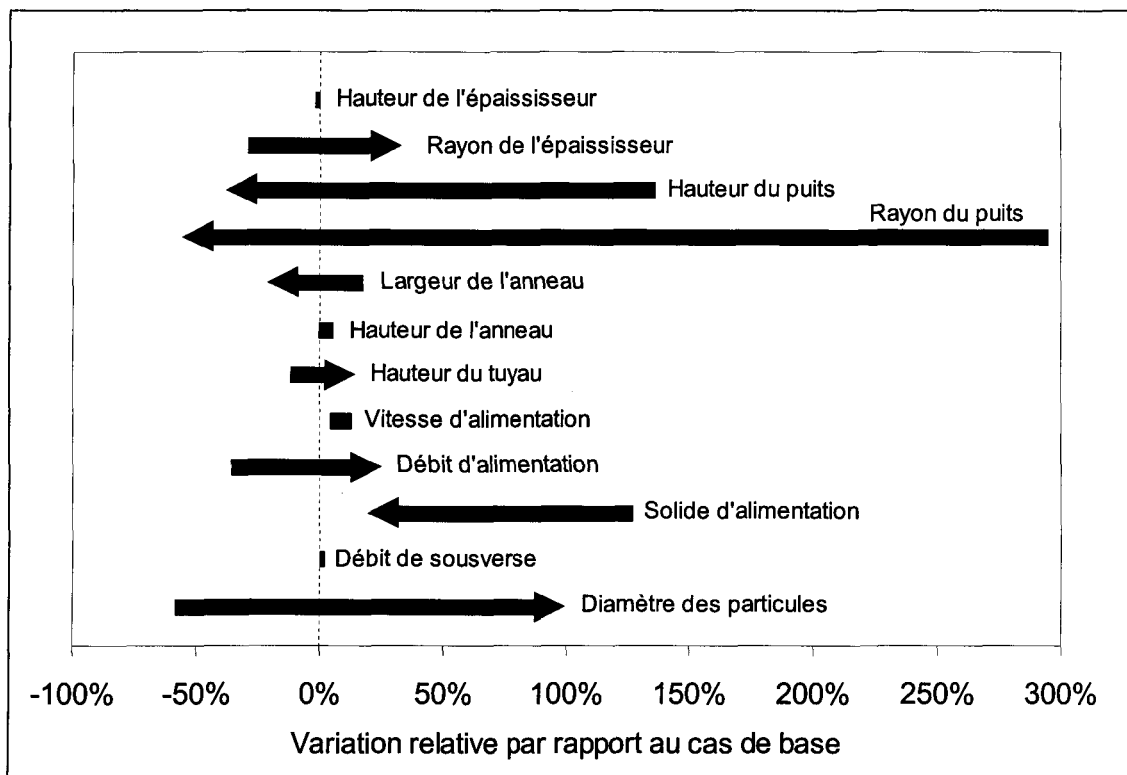


Figure 87 : Variation relative de la fraction du volume du puits d'alimentation dont le taux de cisaillement est supérieur à 2 s^{-1} , pour une variation de -50% à $+50\%$ de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.

Finalement, on remarque que la concentration de solide à l'alimentation affecte aussi la fraction du volume du puits à haut taux de cisaillement.

7.13.1.7. VITESSE VERTICALE

La figure 88 présente la variation de la vitesse verticale moyenne dans l'épaisseur. Évidemment, le rayon de l'épaisseur et le débit d'alimentation sont les deux variables les plus importantes affectant ce paramètre, considérant sa définition.

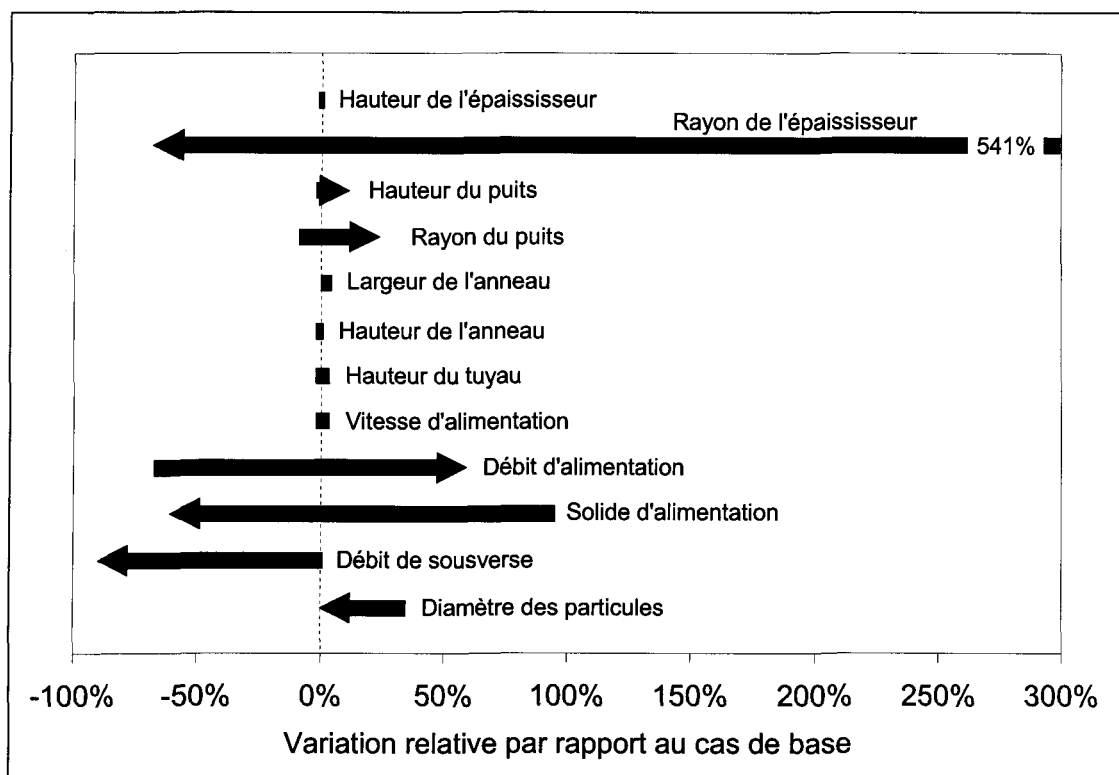


Figure 88 : Variation relative de la vitesse verticale dans l'épaisseur pour une variation de -50% à +50% de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.

La concentration de solide à l'alimentation et le débit de sousverse jouent aussi un rôle. La vitesse verticale du liquide diminue lorsque la concentration de solide à l'alimentation augmente puisqu'il y a moins de liquide qui remonte pour aller rejoindre la surverse. Il y a aussi moins de liquide qui fait surverse lorsque le débit de sousverse augmente.

7.13.1.8. TEMPS DE RÉSIDENCE

La figure 89 présente la variation du temps de résidence dans le puits d'alimentation.

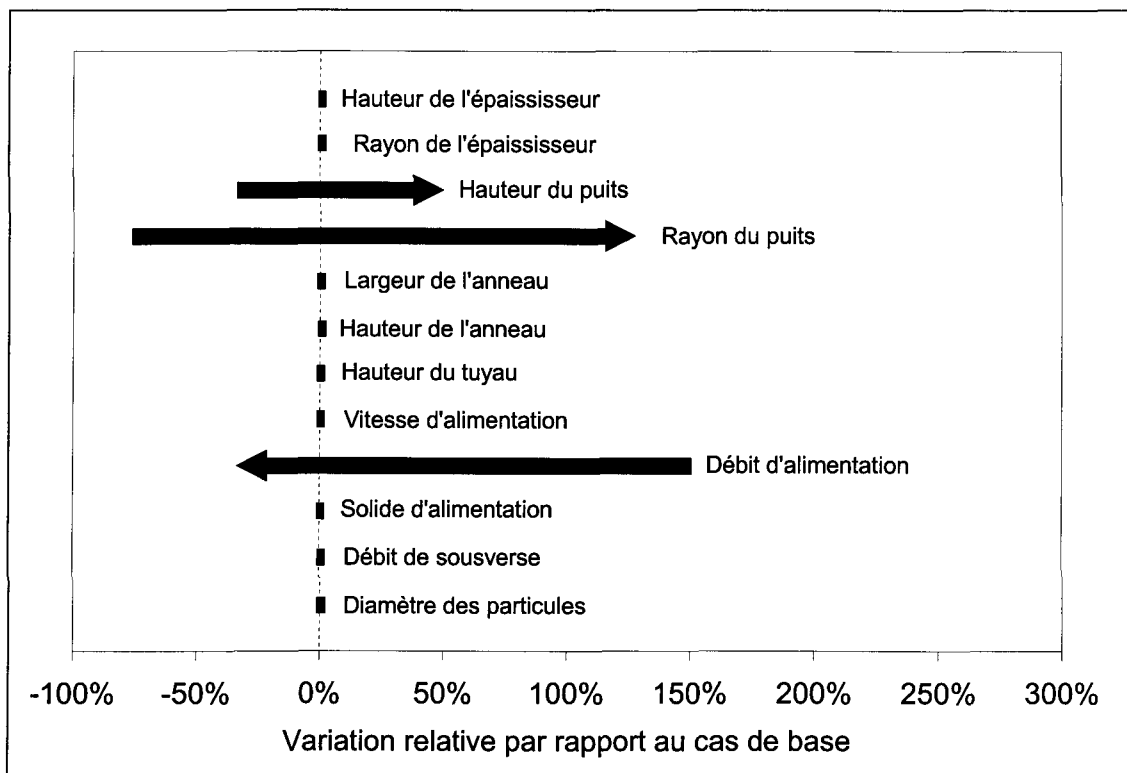


Figure 89 : Variation relative du temps de résidence dans le puits d'alimentation pour une variation de -50% à +50% de chaque variable par rapport au cas de base, pour les simulations de Bopile.

Considérant la définition du temps de résidence, il n'est pas surprenant que le rayon du puits, la hauteur du puits et le débit d'alimentation soient les trois variables les plus importantes. Les autres variables ne jouent aucun rôle.

7.13.2. SOMMAIRE

Les résultats des sections précédentes nous permettent d'affirmer que les variables suivantes sont les variables critiques quant à l'opération de Bopile :

- diamètre des particules;
- rayon du puits d'alimentation;
- rayon de l'épaississeur;
- débit d'alimentation.

Le diamètre des particules est contrôlé par la qualité de la floculation. Une bonne floculation est essentielle à la performance d'un épaisseur. Les rayons du puits d'alimentation et de l'épaississeur sont des variables de conception qui doivent être fixées selon les cibles d'opération de l'épaississeur. Si ces cibles varient significativement dans le temps, il devient impératif de modifier les rayons du puits et de l'épaississeur. Le débit d'alimentation est justement une des variables cibles de procédé ayant un impact très important sur la performance. Les autres variables étudiées précédemment affectent aussi la performance mais dans une moindre mesure.

7.14. GÉNÉRALISATION – RAPPORTS DE DILUTION SOLIDE ET DE RECIRCULATION LIQUIDE

À partir des résultats des figures 82 à 89 présentées plus haut, il est possible de tirer quelques généralisations à propos des rapports de dilution solide et de recirculation liquide. La figure 90 illustre le rapport de dilution solide en fonction du temps de résidence dans le puits d'alimentation. Les résultats obtenus pour un débit d'alimentation, un rayon du puits et une hauteur du puits variables sont tracés. On note qu'il y a une relation linéaire entre le rapport de dilution solide et le temps de résidence dans le puits.

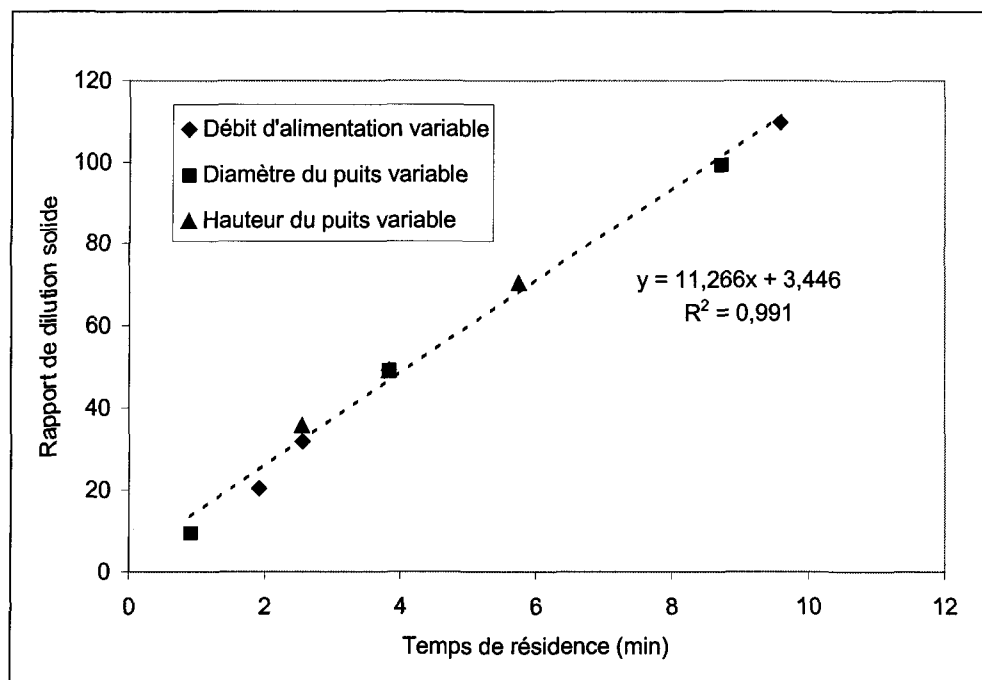


Figure 90 : Variation du rapport de dilution solide selon le temps de résidence dans le puits d'alimentation, pour les simulations de Bopile.

Le coefficient de régression linéaire ainsi que les pente et ordonnée à l'origine sont indiqués sur la figure. La relation linéaire entre le rapport de dilution solide et le temps de

résidence dans le puits d'alimentation est une donnée importante pour la conception et l'opération d'un épaisseur.

La figure 91 présente le rapport de recirculation liquide en fonction d'une combinaison de variables K, calculée selon l'équation suivante :

$$K = \frac{c_a d^2}{q_a^{1,5}} \quad (53)$$

où d est le diamètre des solides, c_a est la concentration de solide à l'alimentation et q_a est le débit d'alimentation.

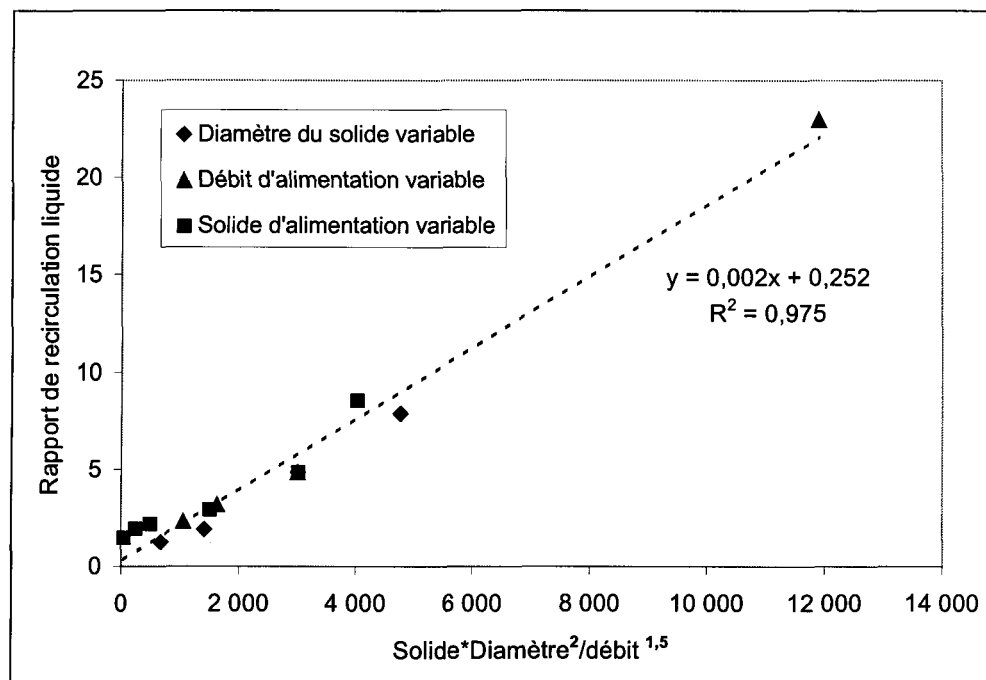


Figure 91 : Variation du rapport de recirculation liquide selon une combinaison de variables, pour les simulations de Bopile.

On note la linéarité entre le rapport de recirculation liquide et cette combinaison de variables pour un diamètre du solide, une concentration de solide de l'alimentation et un débit d'alimentation variable. Le coefficient de régression linéaire et les pentes et ordonnées à l'origine sont indiqués sur la figure. La relation indique que le rapport de recirculation liquide dépend linéairement de la vitesse de sédimentation des particules (qui est proportionnelle au carré des particules (voir l'équation (2) de la vitesse de Stokes) et de la concentration de ces particules. Ceci s'explique par le volume de liquide déplacé par les particules sédimentants. Il dépend aussi inversement du débit d'alimentation à la puissance 1,5. Des travaux plus poussés, dépassant le cadre de la présente étude, seraient nécessaires pour complètement caractériser ce comportement.

7.15. CONCLUSION SUR LA DÉCANTATION DANS L'ÉPAISSISSEUR BOPILE

La simulation de l'opération d'un décanteur de boue rouge à l'échelle industrielle tel que l'épaississeur Bopile est possible. Les résultats obtenus sont cohérents et valides. Ils peuvent servir à proposer des modifications de conception comme ce fut le cas pour l'usine d'Aughinish Alumina Limited. L'étude paramétrique exhaustive a permis de quantifier l'impact des variables géométriques et de procédés sur la performance d'un épaisseur. L'étude a aussi permis d'identifier les variables critiques, c'est-à-dire celles ayant le plus grand impact sur la performance de Bopile. Finalement, certaines relations générales ont été proposées afin de rendre compte des rapports de dilution solide et de recirculation liquide.

CHAPITRE 8

CONCLUSION

La modélisation mathématique de la décantation de la boue rouge est possible. Les simulations, à l'échelle du laboratoire, des essais en cylindre et des essais avec le C-Floc rendent bien compte des comportements observés expérimentalement. Les sous-modèles décrivant la sédimentation, la viscosité et le compactage de la suspension de boue rouge sont valides. Les approches mathématiques et numériques choisies permettent de simuler efficacement et avec fidélité les phénomènes impliqués.

L'étude paramétrique de l'opération d'un décanteur d'usine à l'échelle industrielle a été réalisée et est basée sur l'épaississeur Bopile de l'usine Vaudreuil d'Alcan. L'effet des variables suivantes a été étudié : diamètre des particules, débit de sousverse, concentration de solide à l'alimentation, débit d'alimentation, vitesse de l'alimentation, hauteur du tuyau d'alimentation, hauteur de l'anneau du puits d'alimentation, largeur de l'anneau du puits d'alimentation, rayon du puits d'alimentation, hauteur du puits d'alimentation, rayon de l'épaississeur et hauteur de l'épaississeur. L'impact de changer les variables décrites précédemment a été établi à partir de leur effet sur les paramètres suivants : position de l'interface de boue, rapport de recirculation liquide, concentration moyenne de solide dans le puits, rapport de dilution solide, taux de cisaillement moyen, fraction du volume du puits

d'alimentation dont le taux de cisaillement est supérieur à 2 s^{-1} , vitesse verticale moyenne dans l'épaississeur et temps de résidence dans le puits d'alimentation.

Les variables critiques quant à l'opération de l'épaississeur Bopile sont le diamètre des particules, le débit d'alimentation, le rayon du puits d'alimentation et le rayon de l'épaississeur. Le diamètre des particules et le débit d'alimentation sont des variables de procédé qui doivent être contrôlées en tout temps pour obtenir la performance attendue de l'épaississeur. Le rayon du puits d'alimentation et celui de l'épaississeur sont des variables de conception qui sont fixées en fonction des cibles d'opération prévues lors de la conception de l'équipement. Les autres variables décrites plus haut ont un impact moins grand sur la performance de l'épaississeur Bopile. Le rapport de dilution solide est proportionnel au temps de résidence dans le puits d'alimentation. Le rapport de recirculation liquide est proportionnel à la vitesse de sédimentation et à la concentration des solides. Il dépend aussi inversement du débit d'alimentation à la puissance 1,5.

Dans la réalisation de tout travail de modélisation, il faut faire quelques hypothèses initiales simplificatrices afin de pouvoir aboutir à une première version du modèle. Il est impossible de tenir compte de tous les aspects des phénomènes physiques dès le départ. Ainsi, les prochaines lignes décrivent le raffinement possible à apporter au présent modèle.

Pour pouvoir représenter plus fidèlement la floculation, il serait intéressant de tenir compte de la distribution granulométrique complète des agglomérats de boue floculée. Ainsi, au lieu de considérer une seule phase avec un diamètre donné des particules, il faudrait adopter une approche à plusieurs classes de solides. Cette approche permettrait

aussi de tenir compte de la cinétique de la floculation en implantant une équation de réaction de la boue fine avec le floculant pour former des agglomérats. Leurs caractéristiques dépendraient des conditions locales de concentration de solide et de floculant de même que du taux de cisaillement.

Pour pouvoir représenter plus fidèlement le compactage de la boue, il faudrait tenir compte des mécanismes détaillés de déformation des agglomérats de boue sous l'effet de la gravité. En effet, les forces d'interaction reliées au floculant, à la nature des particules de boue rouge ainsi qu'à la concentration ionique de la solution, déterminent le comportement de la boue lors du compactage.

Dans presque tous les décanteurs industriels, un râteau est installé au fond. Ce râteau a pour fonction principale d'aider au déplacement de la boue vers le point de succion de la pompe de sousverse. La vitesse de rotation du râteau est très faible. Il n'accomplit que quelques révolutions par heure. La simulation de l'effet du râteau est un phénomène complexe qui joue aussi un rôle sur le compactage de la boue. Son addition au présent modèle serait intéressante.

BIBLIOGRAPHIE

Adorjan, L.A., "Determination of Thickener Dimensions from Sediment Compression and Permeability Tests", Inst. Min. Met., C157-163 (1976).

AEA Technology, "CFX-4.2 User Manual: Solver", Didcot, Oxfordshire, U.K. (1997).

Barnes, H.A., J.F. Hutton et K. Walters, "An Introduction to Rheology", Elsevier (1989).

Bélangier, M.J., "Mesure de rhéologie sur la boue de Vaudreuil", Communication Interne Alcan, 10 Mars 2000.

Bird, R.B., W.E. Stewart et E.N. Lightfoot, "Transport Phenomena", John Wiley & Sons (1960).

Brodkey, R.S. et H.C. Hershey, "Transport Phenomena, A Unified Approach", McGraw-Hill (1988).

Bouillard, J.X., R.W. Lyczkowski et D. Gidaspow, "Porosity Distributions in a Fluidized Bed with an Immersed Obstacle", AIChE Journal, 35, 908-922 (1989).

Burkin, A.R., "Production of Aluminium and Alumina", dans "Critical Reports on Applied Chemistry, vol 20", John Wiley and Sons (1987).

Chakravarti, A. et C.C. Dell, "The Behaviour of Highly Flocculated Suspensions in Batch Tests", Powder Technology, 3, 287-295 (1970).

Coe, H.S. et G.H. Clevenger, "Methods for Determining the Capacities of Slime-Settling Tanks", Trans. AIME, 55, 356-384 (1917).

Cousineau, P.G. "Physical Properties of Bayer Liquors and Slurries", Rapport Interne Alcan, KR-1987/017 (1994).

Darby, R., "Determining Settling Rates of Particles", Chem. Eng., 10, 109-112 (1996).

Dell, C. C. et W.T.H. Keleghan, "The Dewatering of Polyclay Suspensions", Powder Technology, 7, 189-204 (1973).

DeVantier, B. et B.E. Larock, "Modeling Sediment-Induced Density Currents in Sedimentation Basins", J. Hydraulic Eng., 113, 1, 80-94 (1987).

Ergun, S., "Fluid Flow Through Packed Columns", Chemical Engineering Progress, 48, 89-94 (1952).

Farrow, J. et L. Warren, "Measurement of the Size of Aggregates in Suspension", dans "Coagulation and Flocculation", Dekker (1993), pp. 391-426.

Ferland, P., L. Tremblay et J. Doucet, "Process and Apparatus for Controlling Gravity Settling System", Brevet US 5616831, 1^{er} avril 1997.

Fitch, B., "Sedimentation of Flocculent Suspensions : State of the Art", AIChE Journal, 25, 913-930 (1979).

Fitch, B., "Thickening Theories – an Analysis", AIChE Journal, 39, 1, 27-36 (1993).

França, S.C.A., G. Massarani et E.C. Biscaia Jr, "Study on Batch Sedimentation Simulation – Establishment of Constitutive Equations", *Powder Technology*, 101, 157-164 (1999).

Gagnon, M.J., G. Simard, A. Charette et G. Peloquin, "Characterization of Red Mud Aggregate Populations Under Shear Conditions", dans "Proc. of the International Symposium on Light Metals", M. Sahoo et T. Lewis, éditeurs, Toronto (2001), pp. 155-166.

Gagnon, M.J., G. Simard, M. Normandin et G. Peloquin, "Behavior of Red Mud Agglomerated with Various Flocculants Under Shear Conditions", *Light Metals* (2002), 107-114.

Gidaspow, D., "Multiphase Flow and Fluidization", Academic Press (1994).

Glasrud, G.G., R.C. Navarrette, L.E. Scriven et C.W. Macosko, "Settling Behaviors of Iron Oxide Suspensions", *AIChE Journal*, 39, 560-568 (1993).

Gregory, J., "Stability and Flocculation of Suspensions", dans "Processing of Solid-Liquid Suspensions", P. Ayazi Shamlou, éditeur, Butterworth-Heinemann (1993), pp. 59-92.

Hasset, N.J., "Mechanism of Thickening and Thickener Design", *Inst. Min. Met. Trans.*, 74, 627-637 (1965).

Herschel, H et R. Bulkley, *Proc. Am. Soc. Test. Mater.*, 26, 621-633 (1926).

Ihme, F., H. Schmidt-Traub et H. Brauer, *Chemie-Ing.-Tech.*, 44, 306-313 (1972).

Ishii, M. et N. Zuber, "Drag Coefficient and Relative Velocity in Bubbly, Droplet or Particulate Flows", *AIChE Journal*, 25, 843-855 (1979).

Johnston, R.R.M., T. Nguyen, M.P. Schwarz et K. Simic, "Fluid Flow and Natural Dilution in Open-Type Thickener Feedwells", dans "Proc. 4th Int. Alumina Quality Workshop", Darwin, Australie (1996), 2-7 juin 1996, pp. 467-475.

Johnston, R.R.M. et K. Simic, "Improving Thickener Operation and Control by Means of a Validated Model", *Minerals Engineering*, 4, 7-11, 695-705 (1991).

Klimpel, R.C., C. Dirican et R. Hogg, "Measurement of Agglomerate Density in Flocculated Fine Particle Suspensions", *Part. Sc. Tech.*, 4, 45-59 (1986).

Krishnan, S.V. et Y.A. Attia, "Polymeric Flocculants", dans "Reagents in Mineral Technology", P. Somasundaran et B.M. Moudgil, éditeurs, Dekker (1988), pp. 485-518.

Kynch, G.J., "A Theory of Sedimentation", *Trans. Faraday Soc.*, 48, 166-176 (1952).

Landman, K.A. et L.R. White, "Determination of the Hindered Settling Factor for Flocculated Suspensions", *AIChE Journal*, 38, 2, 184-192 (1992).

Lauder, B.E. et D.B. Spalding, "The Numerical Computation of Turbulent Flows", *Computer Methods in Applied Mech. & Engr.*, 3, 269-290 (1974).

Lyczkowski, R.W. et C.S. Wang, "Hydrodynamic Modeling and Analysis of Two-Phase Non Newtonian Coal/Water Slurrer", *Powder Technology*, 69, 285-294 (1992).

Michaels, A.S. et J.C. Bolger, "Settling Rates and Sediment Volumes of Flocculated Kaolin Suspensions", *I&EC Fundamentals*, 1, 24-33 (1962).

Nguyen Q.D. et D.V. Boger, "The Rheology of Concentrated Bauxite Residue Suspensions – A Complete Story", dans "Proc. Int. Conf. Bauxite Tailings", Kingston, Jamaïque (1986), pp. 53-65.

Osborne, D.G., "Gravity Thickening", dans "Solid-Liquid Separation", L. Svarovsky, éditeur, Butterworths (1990), pp. 132-201.

Pashias, N., D.V. Boger, J. Summers et D.J. Glenister, "The Importance of Rheology in Optimising a Disposal Strategy for Bauxite Residue", dans "Proc. 4th Int. Alumina Quality Workshop", Darwin, Australie (1996), 2-7 juin 1996, pp. 507-515.

Patankar, S.V., "Numerical Heat Transfer and Fluid Flow", Hemisphere (1980).

Patankar, S.V. et D.B. Spalding, "A Calculation Procedure for Heat, Mass and Momentum Transfer in Three Dimensional Parabolic Flows", *Int. J. Heat Mass Transfer*, 15, 1787-1806 (1972).

Pearse, M.J., "Gravity Thickening Theories : A Review", Warren Spring Laboratory, U.K. (1977).

Peloquin, G., H. Baxter, G. Simard, D. Kocafe et R.T. Bui, "Improving Red Mud Flocculation at Aughinish Alumina Limited", dans "Proc. 6th International Alumina Quality Workshop", Brisbane, Australie (2002), pp. 288-293.

Peloquin, G., M.J. Bélanger, P. Ferland et L. Fortin, "HiCop-3: Évaluation de l'Impact de l'Augmentation de la Concentration de Caustique sur la Sédimentation de la Boue Rouge de Vaudreuil", Rapport Interne Alcan, AR-2000/0035 (2000).

Peloquin, G., "Mesure des Agglomérats de Boue Floculée", Communication Interne Alcan, 10 Novembre 1999.

Reynolds, A.K., "Turbulent Flow in Engineering", John Wiley and Sons, Toronto (1974).

Richardson, J.F. et W.N. Zaki, "Sedimentation and Fluidisation : Part 1", Trans. Ins. Chem. Eng., Vol 32, 35-53 (1954).

Richardson, P.F. et L.J. Connely, "Industrial Coagulants and Flocculants", dans "Reagents in Mineral Technology", P. Somasundaran et B.M. Moudgil, éditeurs, Dekker (1988), pp 519-558.

Rushton, A., A.S. Ward et R.G. Holdich, "Solid-Liquid Filtration and Separation Technology", VCH Publishers (1996).

Sankey, S.E. et R.J. Schwarz, "The Use of Synthetic Flocculant Polymers in Settling Red Muds Derived from High Goethite Bauxite Ores", Light Metals (1984), pp 1653-1667.

Sarmiento, G. et P.H.T. Uhlherr, "Batch Settling Behaviour of Red Mud", Chemeca 77, 14-16 Septembre 1977, 296-303 (1977).

Schiller, L. et A. Nauman, VDI Zeits., 77, 318-320 (1933).

Schwarz, M.P., "Flow Simulation in Minerals Engineering", Minerals Engineering, 4, 7-11, 717-732 (1991).

Shih, Y.T., D. Gidaspow et D.T. Wasan, "Sedimentation of Fine Particles in Nonaqueous Media : Part I-Experimental, Part II-Modeling", Colloids and Surfaces, 21, 393-429 (1986).

Smith, K.M., M.R. Davidson et D.F. Fletcher, "Dispersion of a Solids Stream Falling into a Stationary Liquid", dans "Proc. Int. Conf. CFD in Mineral and Metal Processing and Power Generation", CSIRO, Melbourne, Australie (1997), 3-4 juillet 1997, pp. 133-140.

Spalding, D.B., "Numerical Computation of Multi-Phase Fluid Flow and Heat Transfer", dans "Recent Advances in Numerical Methods in Fluids", Vol 1, C. Taylor et K. Morgan, éditeurs, Pineridge Press, U.K. (1980), pp 139-168.

Stamou A.I., E.W. Adams et W. Rodi, "Numerical Modeling of Flow and Settling in Primary Rectangular Clarifiers", J. Hydraulic Res., 27, 5, 665-682 (1989).

Stone, H., "Iterative Solution of Implicit Approximations of Multidimensional Partial Differential Equations", SIAM J. Numer. Anal., 5, 530-558 (1968).

Svarovsky, L., "Solid-Liquid Separation", Butterworths (1990).

Szalai, L., P. Krebs et W. Rodi, "Simulation of Flow in Circular Clarifiers With and Without Swirl", *J. Hydraulic Eng.*, 120, 1, 4-21 (1994).

Talmage, W.P. et E.B. Fitch, "Determining Thickener Unit Areas", *Ind. Eng. Chem.*, 47, 38-48 (1955).

Trambouze, P., "Computational Fluid Dynamics Applied to Chemical Reaction Engineering", *Revue Institut Français Pétrole*, 48, 6, 595-613 (1993).

Witt, P.J. et J.H. Perry, "A Study in Multiphase Modelling of Fluidised Beds", *Computational Techniques and Applications*, 95, 787-794 (1996).

Wood, M.G., "The Application of Computational Fluid Dynamics to Process Optimisation", *Light Metals*, (1993), pp 91-100.

Yoshioka, N. et al., "Continuous Thickening of Homogeneous Flocculated Slurries", *Soc. Chem. Eng. Japan*, 2, 66-75 (1957).

Zhang, S.J. et A.B. Yu, "Numerical Modelling of Slugging Flow in a Gas Fluidised Bed", dans "Int. Conf. CFD in Mineral and Metal Processing and Power Generation", CSIRO, Melbourne, Australie (1997), 3-4 juillet 1997, pp. 369-376.

ANNEXE 1

PROCÉDÉ BAYER

Le procédé Bayer est le procédé hydrométallurgique qui permet d'extraire l'oxyde d'aluminium (Al_2O_3) du minerai appelé bauxite. Il est illustré à la figure A1. On retrouve cinq étapes principales : la digestion, la séparation solide/liquide, la précipitation, la calcination et le lavage de la boue (Burkin, 1987; Sankey et Schwarz, 1984).

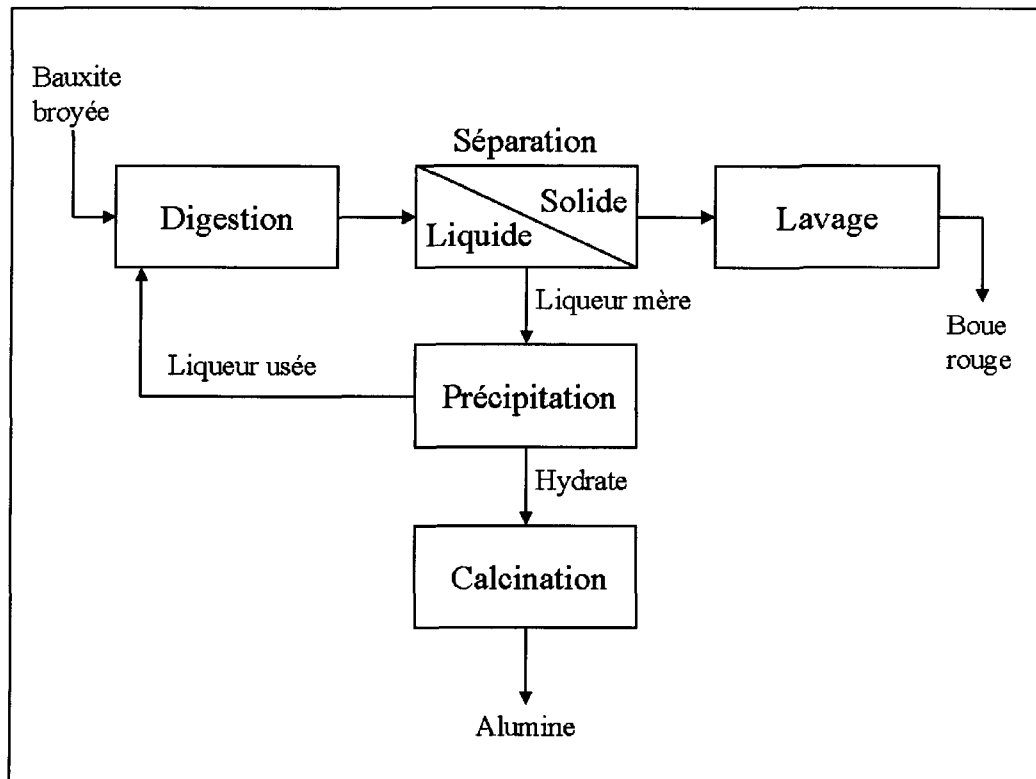


Figure A1 : Schéma de principe du procédé Bayer.

La digestion est l'étape permettant de solubiliser l'hydrate d'alumine contenu dans la bauxite. Ceci se fait à température et pression élevées dans une solution de soude caustique appelée liqueur usée. Les impuretés du minerai telles le fer, le titane, la silice et d'autres sont relativement insolubles et restent sous forme de résidus solides qu'on appelle la boue rouge.

La séparation solide/liquide se fait par décantation et par filtration. Les décanteurs sont de grands réservoirs permettant à presque toute la boue rouge flocculée de sédimenter sous l'action de la gravité. La faible quantité de solide encore présente avec la liqueur est filtrée afin d'obtenir une liqueur exempte de solide, la liqueur mère.

La précipitation est l'étape où la liqueur mère contenant l'alumine en solution est décomposée pour recristalliser le trihydrate d'alumine ($\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$). Cette étape est essentiellement l'inverse de la digestion. Pour s'accomplir, la température doit être plus basse que celle de la digestion. La liqueur appauvrie en alumine à la fin du cycle de précipitation, la liqueur usée, retourne au circuit de digestion.

La calcination est l'étape où le trihydrate d'alumine est converti en alumine ou oxyde d'aluminium. L'eau d'hydratation est expulsée en chauffant l'hydrate à haute température dans un lit fluidisé.

Le lavage de la boue permet de récupérer les produits chimiques qu'elle contient et de disposer de la boue d'une manière compatible avec l'environnement. Ce lavage se fait dans de grands réservoirs, les laveurs, très semblables aux décanteurs où le flocculant est ajouté à la boue afin qu'elle sédimente sous l'action de la gravité.

ANNEXE 2

BOUE ROUGE

La boue rouge est constituée des composés de la bauxite insolubles aux conditions de digestion et des composés qui précipitent suite aux réactions chimiques ayant lieu durant la digestion. Le tableau A1 suivant présente les compositions chimiques typiques d'une boue rouge et les phases minéralogiques associées aux composés (Sarmiento et Uhlherr, 1977).

Tableau A1 : Composition chimique typique de la boue rouge.

Espèce chimique	Composition	Forme minéralogique
	%	
Fe ₂ O ₃	28	Hématite, goethite
Al ₂ O ₃	23	Sodalite, kaolinite, goethite, boehmite, gibbsite, silico-aluminate de sodium
SiO ₂	15	Sodalite, kaolinite, quartz, silico-aluminate de calcium
TiO ₂	12	Oxyde de titane
Na ₂ O	10	Sodalite
CaO	5	Carbonate de calcium, silico-aluminate de calcium
Autre	7	Oxydes mineurs

La provenance de la bauxite de même que les conditions précises de procédé influencent la composition de la boue rouge. La granulométrie typique de la boue rouge est très fine. À cause de la nature des phases minéralogiques et des réactions chimiques se produisant lors de la digestion, le diamètre médian de la boue est de $2,7 \times 10^{-6}$ m. La figure A2 suivante présente la distribution complète mesurée par diffraction laser (Peloquin et al. 2000). La densité en volume de la boue rouge peut se mesurer par pycnométrie. Une valeur de $3\,080 \text{ kg/m}^3$ est typique pour celle de Vaudreuil (Peloquin et al. 2000).

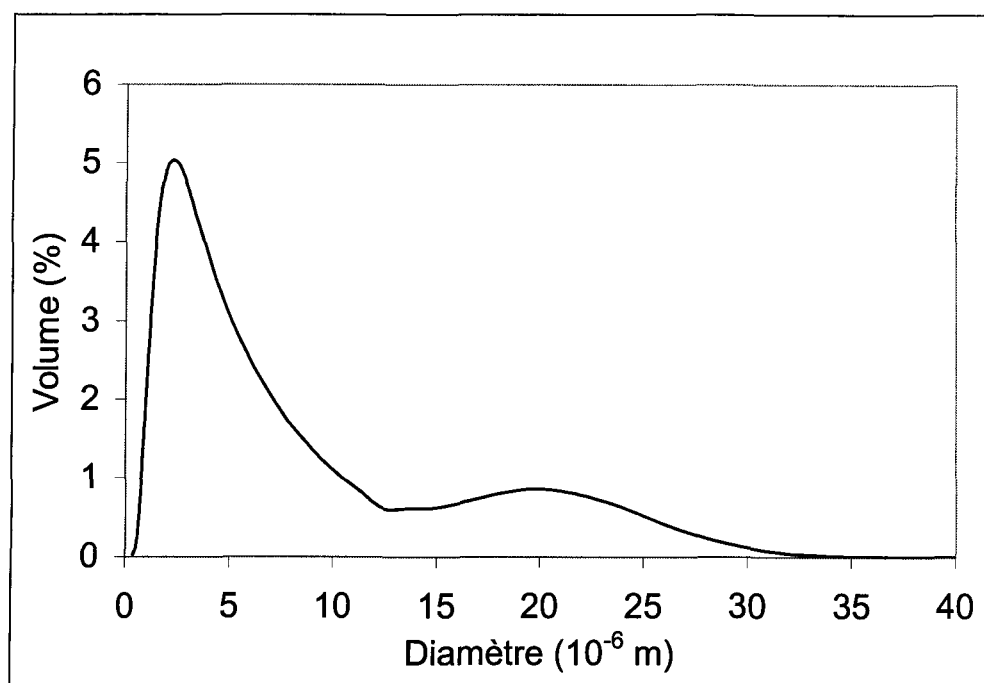


Figure A2 : Distribution granulométrique typique de la boue rouge de Vaudreuil.

Il est possible de mesurer les propriétés rhéologiques de la boue rouge en fonction de la concentration en solide de celle-ci (Pashias et al., 1996). La mesure se fait généralement à l'aide d'un rhéomètre rotationnel et on obtient les paramètres du modèle de viscosité de Herschel-Bulkley (Herschel et Bulkley, 1926). La tableau A2 présente les trois paramètres

du modèle : la contrainte seuil de cisaillement τ_y , l'indice de consistance k_N , et l'indice d'écoulement n , en fonction du pourcentage solide pour une boue typique de Vaudreuil (Bélanger, 2000).

Tableau A2 : Paramètres rhéologiques en fonction
de la concentration en solide de la boue rouge de Vaudreuil.

Concentration en solide	Fraction volumique de solide	Contrainte seuil de cisaillement τ_y	Indice de consistance k_N	Indice d'écoulement n
% poids/poids		Pa		
32,6	0,150	6	0,14	0,60
33,1	0,152	7	0,20	0,64
40,5	0,198	12	0,36	0,53
49,3	0,261	21	0,96	0,47
51,0	0,275	25	1,5	0,53
53,4	0,294	54	2,9	0,51
55,9	0,316	61	2,6	0,61
57,8	0,332	89	4,1	0,63
60,4	0,357	139	6,8	0,56

Les figures A3 et A4 suivantes présentent les valeurs mesurées et calculées par régressions mathématiques, des paramètres rhéologiques. Les équations de régression sont indiquées sur les figures. Ces équations servent au calcul de la viscosité de la suspension à l'aide de l'équation (21).

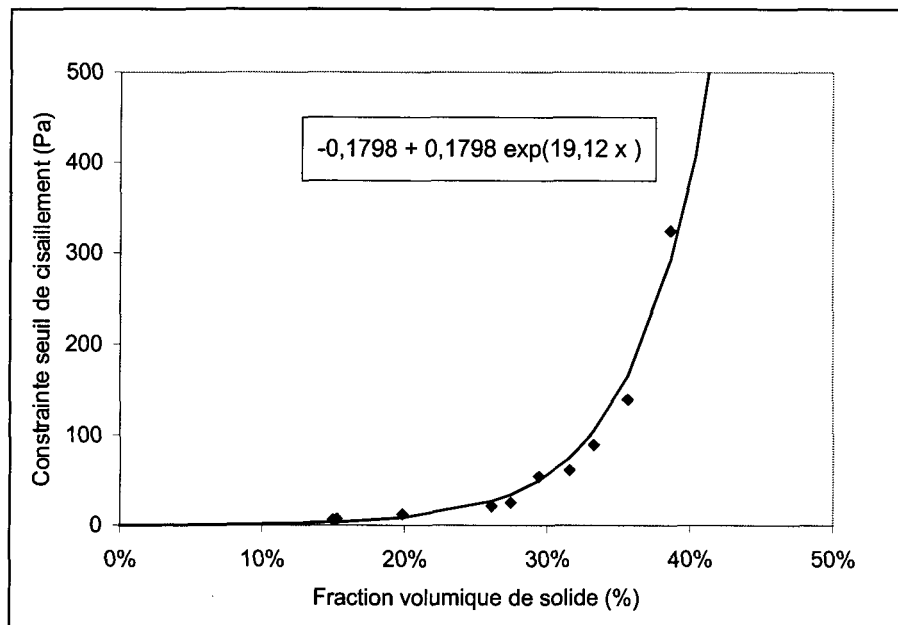


Figure A3 : Constante de cisaillement pour la boue rouge de Vaudreuil.

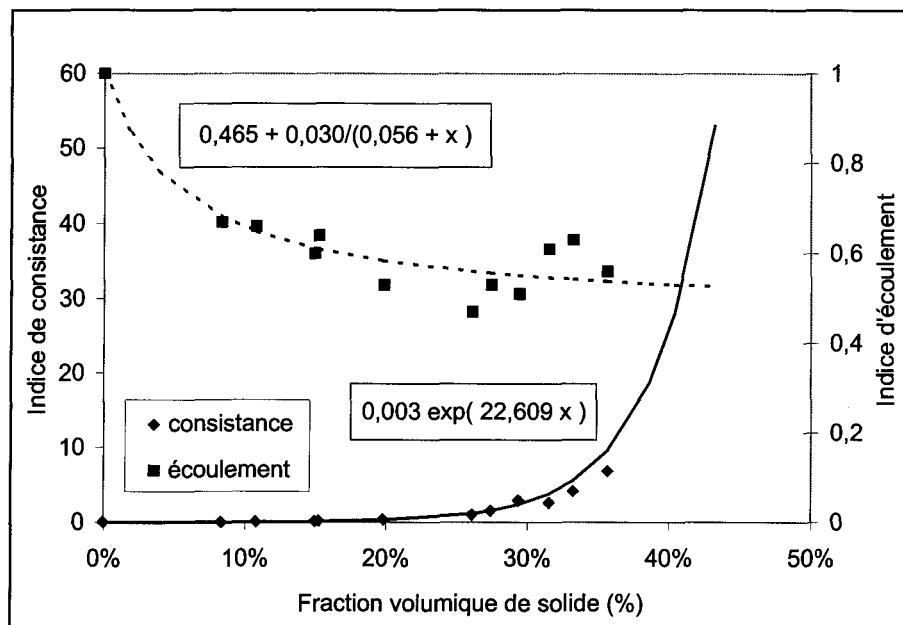


Figure A4 : Indices de consistance et d'écoulement du modèle de Herschel-Bulkley pour la boue rouge de Vaudreuil.

ANNEXE 3

AGGLOMÉRATS DE BOUE ROUGE

La dimension des agglomérats de boue rouge floculée est un paramètre-clé gouvernant la sédimentation et donc la séparation des phases solides et liquides. La mesure des propriétés de ces agglomérats est difficile à cause de la faible taille de ces derniers et de leur fragilité. De plus, la réaction de floculation, qui génère ces agglomérats, est sensible à plusieurs paramètres tels l'environnement chimique et physique de la solution. Il y a généralement deux façons d'obtenir de l'information sur les propriétés des agglomérats : la mesure indirecte et la mesure directe. Les méthodes indirectes font appel à la mesure d'autres propriétés qui, par exemple, sont dépendantes de la taille des particules (Michaels et Bolger, 1962). Les méthodes directes consistent en l'observation des agglomérats en employant des systèmes optiques appropriés tels que caméras et microscopes (Farrow et Warren, 1993; Klimpel et al., 1986; Gagnon et al., 2001, 2002).

La méthode directe a été utilisée (Peloquin, 1999) pour la boue rouge de Vaudreuil et les résultats sont présentés au tableau A3. Ces résultats ont été obtenus en prenant des images vidéos de boue floculée et en analysant individuellement les images afin d'identifier chaque agglomérat de même que sa taille et sa vitesse.

Tableau A3 : Analyse de la taille et de la densité
des agglomérats de boue rouge par analyse d'image.

Nom du fichier	Images	Nombre d'agglomérats analysés	Dosage de floculant	Diamètre moyen	Densité moyenne
			g/t	10^{-6} m	kg/m^3
DatTot199911102153	1 à 925	3 576	44	820	1 298
DatTot19991142148	1 à 912	2 318	66	1 210	1 292
DatTot199910292253	1 000 à 1 900	1 217	88	1 670	1 235

La figure A5 illustre la variation du diamètre des agglomérats avec le dosage de floculant. Cette courbe sert de base au calcul du diamètre pour un dosage donné.

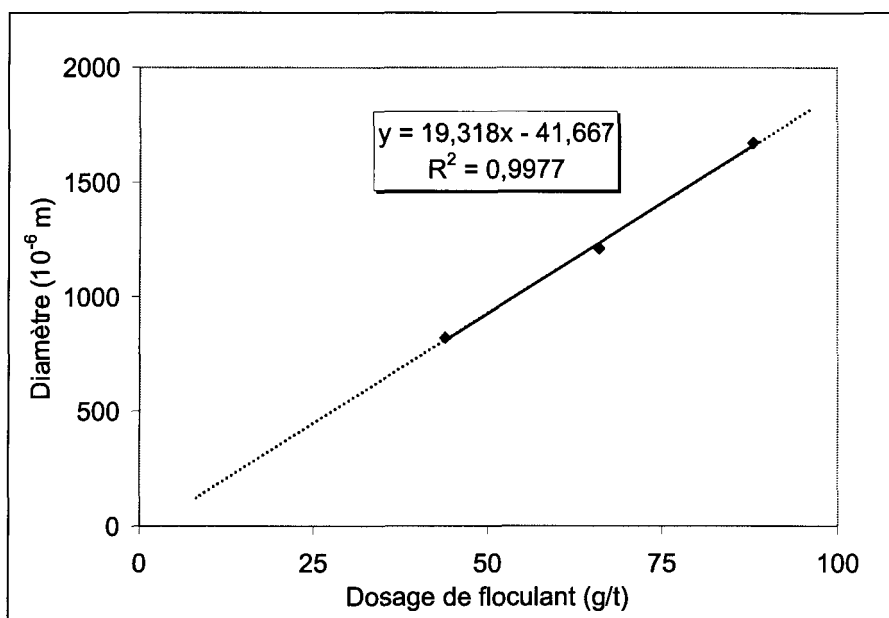


Figure A5 : Diamètre des agglomérats de boue rouge en fonction du dosage de floculant.

ANNEXE 4

FICHIERS POUR LA SIMULATION DE LA DÉCANTATION EN CYLINDRE

Fichier de commandes du cas de base pour la simulation de la décantation en cylindre

```
>>CFX4
  >>SET LIMITS
    TOTAL REAL WORK SPACE 20000000
  >>OPTIONS
    TWO DIMENSIONS
    BODY FITTED GRID
    CYLINDRICAL COORDINATES
    AXIS INCLUDED
    TURBULENT FLOW
    INCOMPRESSIBLE FLOW
    TRANSIENT FLOW
    BUOYANT FLOW
    NUMBER OF PHASES 2
    USER SCALAR EQUATIONS 1
  >>USER FORTRAN
    USRVIS
    USRBF
  >>VARIABLE NAMES
    USER SCALAR1 'SHEAR RATE'
  >>PHASE NAMES
    PHASE1 'LIQUID'
    PHASE2 'SOLID'
>>MODEL TOPOLOGY
  >>CREATE PATCH
    PATCH NAME 'FACERO'
    BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-1'
    PATCH TYPE 'SYMMET'
    LOW J
  >>CREATE PATCH
    PATCH NAME 'DESSUS'
    BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-1'
    PATCH TYPE 'SYMMET'
    LOW I
>>MODEL DATA
  >>TITLE
    PROBLEM TITLE 'JAR TEST 2D'
  >>SET INITIAL GUESS
```

```
>>SET CONSTANT GUESS
  PHASE NAME 'LIQUID'
  VOLUME FRACTION 0.839
>>SET CONSTANT GUESS
  PHASE NAME 'SOLID'
  VOLUME FRACTION 0.161
>>WALL TREATMENTS
  NO SLIP
>>PHYSICAL PROPERTIES
>>BUOYANCY PARAMETERS
  GRAVITY VECTOR 9.81 0.0 0.0
  BUOYANCY REFERENCE DENSITY 1078.0
>>FLUID PARAMETERS
  PHASE NAME 'LIQUID'
  VISCOSITY 0.003
  DENSITY 1078.0
>>FLUID PARAMETERS
  PHASE NAME 'SOLID'
  VISCOSITY 1.0000E-12
  DENSITY 1292.0
>>TURBULENCE PARAMETERS
>>TURBULENCE CONSTANTS
  C3 1.0
>>TURBULENCE MODEL
  PHASE NAME 'LIQUID'
  TURBULENCE MODEL 'K-EPSILON'
>>TURBULENCE MODEL
  PHASE NAME 'SOLID'
  TURBULENCE MODEL 'LAMINAR'
>>TRANSIENT PARAMETERS
>>FIXED TIME STEPPING
  TIME STEPS 2*0.05 2*0.1 0.2 0.5 50*1.0
>>MULTIPHASE PARAMETERS
>>PHASE DESCRIPTION
  PHASE NAME 'LIQUID'
  LIQUID
  CONTINUOUS
>>PHASE DESCRIPTION
  PHASE NAME 'SOLID'
  SOLID
  DISPERSE
  MEAN DIAMETER 846.0E-6
>>MULTIPHASE MODELS
>>MOMENTUM
  INTER PHASE TRANSFER
  SINCE
>>INTER PHASE TRANSFER MODELS
>>MOMENTUM
  FIRST PHASE NAME 'LIQUID'
  SECOND PHASE NAME 'SOLID'
>>PARTICLE DRAG MODEL
  FLOW REGIME 'AUTOMATIC'
  DENSE PARTICLE EFFECTS 'GIDASPOW'
>>SOLVER DATA
>>EQUATION SOLVERS
  ALL PHASES
  U VELOCITY 'STONE'
```

```
V VELOCITY 'STONE'  
PRESSURE 'STONE'  
>>PROGRAM CONTROL  
  MAXIMUM NUMBER OF ITERATIONS 25  
  MINIMUM NUMBER OF ITERATIONS 10  
  MASS SOURCE TOLERANCE 1.0000E-7  
  OUTPUT MONITOR BLOCK 'BLOCK-NUMBER-1'  
  OUTPUT MONITOR POINT 24 5 1  
>>REDUCTION FACTORS  
  ALL PHASES  
  PRESSURE 0.05  
  VOLUME FRACTION 0.05  
  U VELOCITY 0.05  
  K 0.1  
  EPSILON 0.1  
>>SWEEPS INFORMATION  
  >>MAXIMUM NUMBER  
    ALL PHASES  
    PRESSURE 30  
    VOLUME FRACTION 10  
    U VELOCITY 10  
    K 10  
    EPSILON 10  
>>UNDER RELAXATION FACTORS  
  ALL PHASES  
  PRESSURE 0.7  
  U VELOCITY 0.6  
  V VELOCITY 0.6  
  VOLUME FRACTION 0.6  
  K 0.6  
  EPSILON 0.6  
  BFX 0.1  
  VISCOSITY 0.4  
>>FALSE TIMESTEPS  
  ALL PHASES  
  U VELOCITY 0.2  
  V VELOCITY 0.2  
  VOLUME FRACTION 0.2  
  VISCOSITY 0.2  
>>MODEL BOUNDARY CONDITIONS  
>>OUTPUT OPTIONS  
  >>DUMP FILE OPTIONS  
    TIME INTERVAL 1.0  
    ALL VARIABLES  
>>STOP
```

Partie du fichier fortran du cas de base pour la simulation de la décantation en cylindre

```

SUBROUTINE USRVIS(VISN
+      ,U,V,W,P,VFRAC,DEN,VIS,TE,ED,RS,T,H,RF,SCAL,
+      XP,YP,ZP,VOL,AREA,VPOR,ARPOR,WFACT,DIFLAM,
+      URFVAR,IPT,IBLK,IPVERT,IPNODN,IPFACN,IPNODF,
+      IPNODB,IPFACB,WORK,IWORK,CWORK)
C
C This routine converts the laminar viscosity of the liquid to take
C into account the floc concentration;
C If the flow is turbulent, it computes the overall viscosity based
C on the k-e model (CFX Solver p 314);
C Conversion takes place at every iteration
C
      IPHAL=1
      IPHAS=2
C DENSITIES
      USDL=1078.0
      USDF=1292.0
      USDB=3080.0
C CONSTANTS IN EQUATION
      UC1=0.1798
      UC2=19.12
      UC3=0.003
      UC4=22.609
      UC5=0.465
      UC6=0.03
      UC7=0.056
C
      USRVMX=1000.0
      USRCMU=0.09
C
      CALL GETSCA('SHEAR RATE',ISCAL,CWORK)
C USE IPALL TO FIND 1D ADDRESSES OF ALL CELL CENTRES
      CALL IPALL('*',*,'BLOCK','CENTRES',IPT,NPT,CWORK,IWORK)
C LOOP OVER ALL INTERIOR CELLS
      DO I=1,NPT
C USE ARRAY IPT TO GET ADDRESS
      INODE=IPT(I)
      USVBOU=VFRAC(INODE,IPHAS)*(USDF-USDL)/(USDB-USDL)
      USSHRT=SCAL(INODE,IPHAL,ISCAL)
      IF(USSHRT.LE.1.0E-4) USSHRT=1.0E-4
      USSHRT=0.1
C Compute laminar viscosity part
      USRVL=( UC1*EXP(UC2*USVBOU)-UC1+
+      UC3*EXP(UC4*USVBOU)*
+      (USSHRT)**(UC5+UC6/(USVBOU+UC7)) )/
+      (USSHRT)
      IF(USRVL.GT.USRVMX) USRVL=USRVMX
      USRED=ED(INODE,IPHAL)
      IF(USRED.LT.1.0E-10) USRED=1.0E-10

```

```

      IF(LTURB) THEN
        VISN(INODE,IPHAL)=USRVL+USRCMU*DEN(INODE,IPHAL)*
+         (TE(INODE,IPHAL)**2)/USRED
      ELSE
        VISN(INODE,IPHAL)=USRVL
      ENDIF

      IF(VFRAC(INODE,IPHAS).GE.0.624)
+         VISN(INODE,IPHAS)=1.0

      END DO
.
.
SUBROUTINE USRBF (IPHASE,BX,BY,BZ,BPX,BPY,BPZ
+         ,U,V,W,P,VFRAC,DEN,VIS,TE,ED,RS,T,H,RF,SCAL
+         ,XP,YP,ZP,VOL,AREA,VPOR,ARPOR,WFACT,IPT
+         ,IBLK,IPVERT,IPNODN,IPFACN,IPNODEF,IPNODEB,IPFACB
+         ,WORK,IWORK,CWORK)

C-----
C
C Add source term to U momentum equation for Solids Pressure by
C using a Body force (only for phase 2: solids)
C
C-----
      IF(IPHASE.EQ.2) THEN
        USCOMP=100.0
        USSMAX=0.624
        USRCMX=1.0e4
        INITM=15

C USE IPREC TO FIND 1D ADDRESS FOR ALL DOMAIN
      CALL IPALL('*',*, 'BLOCK', 'CENTRES', IPT, NPT, CWORK, IWORK)
C PREPEAR TO COMPUTE GRADIENT
      CALL GETVAR('USRSRC', 'VFRAC ', IVF)
      CALL SETWRK('USRSRC', 'WORK ', 'GRADV', 3*NCELL, JGRADV)
      CALL GRADS('USRSRC', 'VFRAC ', IVF, IPHASE, VFRAC(1, IPHASE)
+         , WORK(JGRADV)
+         , XP, YP, ZP, VOL, AREA
+         , IBLK, IPVERT, IPNODN, IPFACN, IPNODEF, IPNODEB, IPFACB
+         , WORK, IWORK, CWORK)
C LOOP OVER DOMAIN
      DO I=1, NPT
C USE STATEMENT FUNCTION IP TO GET ADDRESSES
        INODE=IPT(I)
        USSRC=EXP(-USCOMP*(USSMAX-VFRAC(INODE,IPHASE)))*
+         WORK(JGRADV+INODE-1)
        IF(USSRC.GT.USRCMX)USSRC=USRCMX
        IF (NITER.LT.INITM) USSRC=FLOAT(NITER)/FLOAT(INITM)*USSRC

```

```
IF(USSRC.LT.0.0)USSRC=0.0  
C ADD BODY FORCE TO X COMPONENT  
  BX(INODE)=BX(INODE)-USSRC  
  
  ENDDO  
  CALL DELWRK('USRSRC','WORK ','GRADVF')  
ENDIF
```


ANNEXE 5

FICHIERS POUR LA SIMULATION DE LA DÉCANTATION DANS LE C-FLOC

Fichier de commandes du cas de base pour la simulation de la décantation dans le C-Floc

```
>>CFX4
  >>SET LIMITS
    TOTAL REAL WORK SPACE 10000000
  >>OPTIONS
    THREE DIMENSIONS
    BODY FITTED GRID
    CARTESIAN COORDINATES
    AXIS INCLUDED
    TURBULENT FLOW
    ISOTHERMAL FLOW
    INCOMPRESSIBLE FLOW
    TRANSIENT FLOW
    BUOYANT FLOW
    NUMBER OF PHASES 2
    USER SCALAR EQUATIONS 1
  >>USER FORTRAN
    USRVIS
    USRBF
  >>VARIABLE NAMES
    USER SCALAR1 'SHEAR RATE'
  >>PHASE NAMES
    PHASE1 'LIQUID'
    PHASE2 'SOLID'
  >>MODEL TOPOLOGY
  >>CREATE PATCH
    PATCH NAME 'OFLOW'
    BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-15'
    PATCH TYPE 'MASS FLOW BOUNDARY'
    PATCH LOCATION 10 10 5 5 6 8
    PATCH GROUP NUMBER 1
    HIGH I
  >>CREATE PATCH
    PATCH NAME 'OFLOW'
    BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-16'
    PATCH TYPE 'MASS FLOW BOUNDARY'
    PATCH LOCATION 10 10 1 1 6 8
    PATCH GROUP NUMBER 1
```

```
HIGH I
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-10'
  PATCH TYPE 'INLET'
  HIGH K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'UFLOW'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-1'
  PATCH TYPE 'MASS FLOW BOUNDARY'
  PATCH GROUP NUMBER 2
  LOW K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEEDWELL'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-11'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
  HIGH I
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEEDWELL'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-12'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
  HIGH I
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEEDWELL'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-13'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
  HIGH I
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEEDWELL'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-14'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
  HIGH I

>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'DESSUS'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-11'
  PATCH TYPE 'SYMMET'
  HIGH K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'DESSUS'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-12'
  PATCH TYPE 'SYMMET'
  HIGH K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'DESSUS'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-13'
  PATCH TYPE 'SYMMET'
  HIGH K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'DESSUS'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-14'
  PATCH TYPE 'SYMMET'
  HIGH K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'DESSUS'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-15'
  PATCH TYPE 'SYMMET'
```

```

HIGH K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'DESSUS'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-16'
  PATCH TYPE 'SYMMET'
HIGH K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'DESSUS'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-17'
  PATCH TYPE 'SYMMET'
HIGH K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'DESSUS'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-18'
  PATCH TYPE 'SYMMET'
HIGH K

>>MODEL DATA
>>TITLE
  PROBLEM TITLE 'CFLOC 3D VRAI HAUTEUR'
>>AMBIENT VARIABLES
  PHASE NAME 'LIQUID'
  K 0.00002
  EPSILON 0.00003
>>PHYSICAL PROPERTIES
  >>BUOYANCY PARAMETERS
    GRAVITY VECTOR 0.0 0.0 -9.81
    BUOYANCY REFERENCE DENSITY 1022.0
  >>FLUID PARAMETERS
    PHASE NAME 'LIQUID'
    VISCOSITY 0.003
    DENSITY 1022.0
  >>FLUID PARAMETERS
    PHASE NAME 'SOLID'
    VISCOSITY 1.0000E-12
    DENSITY 1292.0
  >>TURBULENCE PARAMETERS
    >>TURBULENCE CONSTANTS
      C3 1.0
    >>TURBULENCE MODEL
      PHASE NAME 'LIQUID'
      TURBULENCE MODEL 'K-EPSILON'
    >>TURBULENCE MODEL
      PHASE NAME 'SOLID'
      TURBULENCE MODEL 'LAMINAR'
  >>TRANSIENT PARAMETERS
    >>FIXED TIME STEPPING
      TIME STEPS 5*0.5 10*1.0 10*2.0 10*5.0 10*10.0 10*20.0
                10*40.013*100.0
  >>MULTIPHASE PARAMETERS
    >>PHASE DESCRIPTION
      PHASE NAME 'LIQUID'
      LIQUID
      CONTINUOUS
    >>PHASE DESCRIPTION
      PHASE NAME 'SOLID'
      SOLID

```

```
DISPERSE
MEAN DIAMETER 1251.0E-6
>>MULTIPHASE MODELS
  >>MOMENTUM
    INTER PHASE TRANSFER
    IPSAC
  >>INTER PHASE TRANSFER MODELS
    >>MOMENTUM
      FIRST PHASE NAME 'LIQUID'
      SECOND PHASE NAME 'SOLID'
    >>PARTICLE DRAG MODEL
      FLOW REGIME 'AUTOMATIC'
      DENSE PARTICLE EFFECTS 'GIDASPOW'
>>SOLVER DATA
  >>PROGRAM CONTROL
    MINIMUM NUMBER OF ITERATIONS 10
    MAXIMUM NUMBER OF ITERATIONS 40
    MASS SOURCE TOLERANCE 1.0000E-10
    OUTPUT MONITOR BLOCK 'BLOCK-NUMBER-1'
    OUTPUT MONITOR POINT 2 2 20
    PRESSURE REFERENCE POINT BLOCK 'BLOCK-NUMBER-10'
    PRESSURE REFERENCE POINT 2 2 10
  >>REDUCTION FACTORS
    PRESSURE 0.05
    VOLUME FRACTION 0.05
  >>SWEEPS INFORMATION
    >>MAXIMUM NUMBER
      PRESSURE 20
      VOLUME FRACTION 20
  >>UNDER RELAXATION FACTORS
    ALL PHASES
    U VELOCITY 0.5
    V VELOCITY 0.5
    W VELOCITY 0.5
    PRESSURE 0.5
    VOLUME FRACTION 0.5
    VISCOSITY 0.5
    K 0.2
    EPSILON 0.2
    BFZ 0.2
  >>MODEL BOUNDARY CONDITIONS
    >>INLET BOUNDARIES
      PATCH NAME 'FEED'
      PHASE NAME 'LIQUID'
      NORMAL VELOCITY 0.05787
      VOLUME FRACTION 0.876
      K 0.00002
      EPSILON 0.00003
    >>INLET BOUNDARIES
      PATCH NAME 'FEED'
      PHASE NAME 'SOLID'
      NORMAL VELOCITY 0.05787
      VOLUME FRACTION 0.124
  >>MASS FLOW BOUNDARIES
    >>FLUX
      PHASE NAME 'LIQUID'
      FRACTIONAL MASS FLOW SPECIFIED
```

```
FLUXES 0.9 0.1
>>FLUX
  PHASE NAME 'SOLID'
  FRACTIONAL MASS FLOW SPECIFIED
  FLUXES 0.005 0.995
>>OUTPUT OPTIONS
  >>DUMP FILE OPTIONS
    TIME INTERVAL 250.0
    ALL VARIABLES
>>STOP
```

Partie du fichier fortran du cas de base pour la simulation de la décantation dans le C-Floc

```

SUBROUTINE USRVIS(VISN
+       ,U,V,W,P,VFRAC,DEN,VIS,TE,ED,RS,T,H,RF,SCAL,
+       ,XP,YP,ZP,VOL,AREA,VPOR,ARPOR,WFACT,DIFLAM,
+       ,URFVAR,IPT,IBLK,IPVERT,IPNODN,IPFACN,IPNODF,
+       ,IPNOB,IPFACB,WORK,IWORK,CWORK)

C+++++
C
C This routine converts the laminar viscosity of the liquid to take
C into account the floc concentration;
C If the flow is turbulent, it computes the overall viscosity based
C on the k-e model (CFX Solver p 314);
C Conversion takes place at every iteration
C
      IPHAL=1
      IPHAS=2

C DENSITIES
      USDL=1022.0
      USDF=1292.0
      USDB=3080.0

C CONSTANTS IN EQUATION
      UC1=0.1798
      UC2=19.12
      UC3=0.003
      UC4=22.609
      UC5=0.465
      UC6=0.03
      UC7=0.056

      USRVMX=1000.0
      USRCMU=0.09

C
      CALL GETSCA('SHEAR RATE',ISCAL,CWORK)

C USE IPALL TO FIND 1D ADDRESSES OF ALL CELL CENTRES
      CALL IPALL('*',*,'BLOCK','CENTRES',IPT,NPT,CWORK,IWORK)
C LOOP OVER ALL INTERIOR CELLS
      DO I=1,NPT
C USE ARRAY IPT TO GET ADDRESS
      INODE=IPT(I)
      USVBOU=VFRAC(INODE,IPHAS)*(USDF-USDL)/(USDB-USDL)
      USSHRT=SCAL(INODE,IPHAL,ISCAL)
      IF(USSHRT.LE.1.0E-4) USSHRT=1.0E-4
      USSHRT=0.1
C Compute laminar viscosity part
      USRVL=( UC1*EXP(UC2*USVBOU)-UC1+

```

```

+      UC3*EXP(UC4*USVBOU)*
+      (USSHRT)**(UC5+UC6/(USVBOU+UC7)) )/
+      (USSHRT)
  IF(USRVL.GT.USRVMX) USRVL=USRVMX
  USRED=ED(INODE,IPHAL)
  IF(USRED.LT.1.0E-10) USRED=1.0E-10
  IF(LTURB) THEN
    VISN(INODE,IPHAL)=USRVL+USRCMU*DEN(INODE,IPHAL)*
+      (TE(INODE,IPHAL)**2)/USRED
  ELSE
    VISN(INODE,IPHAL)=USRVL
  ENDF

  IF(VFRAC(INODE,IPHAS).GE.0.6)
+    VISN(INODE,IPHAS)=1.0

  END DO

```

```

SUBROUTINE USRBF (IPHASE,BX,BY,BZ,BPX,BPY,BPZ
+      ,U,V,W,P,VFRAC,DEN,VIS,TE,ED,RS,T,H,RF,SCAL
+      ,XP,YP,ZP,VOL,AREA,VPOR,ARPOR,WFACT,IPT
+      ,IBLK,IPVERT,IPNODN,IPFACN,IPNODF,IPNODB,IPFACB
+      ,WORK,IWORK,CWORK)

```

```

C-----
C
C Add source term to W momentum equation for Solids Pressure by
C using a Body force (only for phase 2: solids)
C
C-----
  IF(IPHASE.EQ.2) THEN
    USCOMP=100.0
    USSMAX=0.624
    USRCMX=1.0e4
    INITM=15

  C USE IPREC TO FIND 1D ADDRESS FOR ALL DOMAIN
    CALL IPALL('*',*,'BLOCK','CENTRES',IPT,NPT,CWORK,IWORK)
  C PREPEAR TO COMPUTE GRADIENT
    CALL GETVAR('USRBF ',VFRAC ',IVF)
    CALL SETWRK('USRBF ',WORK ',GRADVF',3*NCELL,JGRADV)
    CALL GRADS('USRBF ',VFRAC ',IVF,IPHASE,VFRAC(1,IPHASE)
+      ,WORK(JGRADV)
+      ,XP,YP,ZP,VOL,AREA
+      ,IBLK,IPVERT,IPNODN,IPFACN,IPNODF,IPNODB,IPFACB
+      ,WORK,IWORK,CWORK)
  C LOOP OVER DOMAIN
    DO I=1,NPT
  C USE STATEMENT FUNCTION IP TO GET ADDRESSES

```

```
      INODE=IPT(I)
C USE Z GRADIENT
      USSRC=-EXP(-USCOMP*(USSMAX-VFRAC(INODE,IPHASE)))*
+      WORK(JGRADV+2*NCELL+INODE-1)
      IF(USSRC.GT.USRCMX)USSRC=USRCMX
      IF (NITER.LT.INITM) USSRC=FLOAT(NITER)/FLOAT(INITM)*USSRC
      IF(USSRC.LT.0.0)USSRC=0.0

C ADD BODY FORCE TO Z COMPONENT TO RESIST GRAVITY
      BZ(INODE)=BZ(INODE)+USSRC

      ENDDO
      CALL DELWRK('USRBF ','WORK ','GRADVF')
      ENDIF
```


ANNEXE 6

FICHIERS POUR LA SIMULATION DE LA DÉCANTATION DE BOPILE

Fichier de commandes du cas de base pour la simulation de la décantation de Bopile

```
>>CFX4
  >>SET LIMITS
    TOTAL REAL WORK SPACE 90000000
  >>OPTIONS
    THREE DIMENSIONS
    BODY FITTED GRID
    CARTESIAN COORDINATES
    AXIS INCLUDED
    TURBULENT FLOW
    ISOTHERMAL FLOW
    INCOMPRESSIBLE FLOW
    BUOYANT FLOW
    TRANSIENT FLOW
    NUMBER OF PHASES 2
    USER SCALAR EQUATIONS 5
  >>USER FORTRAN
    USRVIS
    USRBF
    USRTRN
    USRINT
  >>VARIABLE NAMES
    USER SCALAR1 'SHEAR RATE'
    USER SCALAR2 'USRDCC WPLUS'
    USER SCALAR3 'USRDCC WMOINS'
    USER SCALAR4 'USRDCC WTOTAL'
    USER SCALAR5 'Z MASS FLUX'
  >>PHASE NAMES
    PHASE1 'LIQUID'
    PHASE2 'SOLID'
  >>MODEL TOPOLOGY
  >>CREATE PATCH
    PATCH NAME 'FEED'
    BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-20'
    PATCH TYPE 'INLET'
    PATCH LOCATION 25 25 7 10 7 14
    HIGH I
    END
  >>CREATE PATCH
    PATCH NAME 'APPUI'
```

```
BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-24'  
PATCH TYPE 'SOLID'  
PATCH LOCATION 1 1 7 10 7 14  
END  
>>CREATE PATCH  
  PATCH NAME 'O/F'  
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-25'  
  PATCH TYPE 'MASS FLOW BOUNDARY'  
  PATCH LOCATION 30 30 10 10 30 30  
  PATCH GROUP NUMBER 1  
  HIGH I  
  END  
>>CREATE PATCH  
  PATCH NAME 'O/F'  
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-26'  
  PATCH TYPE 'MASS FLOW BOUNDARY'  
  PATCH LOCATION 30 30 1 1 30 30  
  PATCH GROUP NUMBER 1  
  HIGH I  
  END  
>>CREATE PATCH  
  PATCH NAME 'DISCHARGE WELL'  
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-6'  
  PATCH TYPE 'MASS FLOW BOUNDARY'  
  PATCH LOCATION 5 10 1 6 1 1  
  PATCH GROUP NUMBER 2  
  LOW K  
  END  
>>CREATE PATCH  
  PATCH NAME 'ROOF'  
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-19'  
  PATCH TYPE 'WALL'  
  HIGH K  
  END  
>>CREATE PATCH  
  PATCH NAME 'ROOF'  
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-20'  
  PATCH TYPE 'WALL'  
  HIGH K  
  END  
>>CREATE PATCH  
  PATCH NAME 'ROOF'  
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-21'  
  PATCH TYPE 'WALL'  
  HIGH K  
  END  
>>CREATE PATCH  
  PATCH NAME 'ROOF'  
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-22'  
  PATCH TYPE 'WALL'  
  HIGH K  
  END  
>>CREATE PATCH  
  PATCH NAME 'ROOF'  
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-23'  
  PATCH TYPE 'WALL'  
  HIGH K
```

```
END
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'ROOF'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-24'
  PATCH TYPE 'WALL'
  HIGH K
  END
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'ROOF'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-25'
  PATCH TYPE 'WALL'
  HIGH K
  END
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'ROOF'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-26'
  PATCH TYPE 'WALL'
  HIGH K
  END
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'CONCRETE-SHAFT'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-1'
  PATCH TYPE 'SOLID'
  PATCH LOCATION 1 10 1 10 1 50
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'CONCRETE-SHAFT'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-2'
  PATCH TYPE 'SOLID'
  PATCH LOCATION 1 1 1 10 1 50
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'CONCRETE-SHAFT'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-3'
  PATCH TYPE 'SOLID'
  PATCH LOCATION 1 1 1 10 1 50
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'CONCRETE-SHAFT'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-4'
  PATCH TYPE 'SOLID'
  PATCH LOCATION 1 1 1 10 1 50
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'CONCRETE-SHAFT'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-5'
  PATCH TYPE 'SOLID'
  PATCH LOCATION 1 1 1 10 1 50
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'CONCRETE-SHAFT'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-14'
  PATCH TYPE 'SOLID'
  PATCH LOCATION 1 10 1 10 1 30
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'CONCRETE-SHAFT'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-15'
  PATCH TYPE 'SOLID'
  PATCH LOCATION 1 1 1 10 1 30
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'CONCRETE-SHAFT'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-16'
```

```
PATCH TYPE 'SOLID'
PATCH LOCATION 1 1 1 10 1 30
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'CONCRETE-SHAFT'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-17'
  PATCH TYPE 'SOLID'
  PATCH LOCATION 1 1 1 10 1 30
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'CONCRETE-SHAFT'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-18'
  PATCH TYPE 'SOLID'
  PATCH LOCATION 1 1 1 10 1 30

>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL WALL'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-19'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
  HIGH I
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL WALL'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-20'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
  PATCH LOCATION 25 25 1 6 1 30
  HIGH I
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL WALL'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-20'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
  PATCH LOCATION 25 25 7 10 1 6
  HIGH I
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL WALL'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-20'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
  PATCH LOCATION 25 25 7 10 15 30
  HIGH I
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL WALL'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-21'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
  HIGH I
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL WALL'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-22'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
  HIGH I

>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FW RING'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-19'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
  PATCH LOCATION 17 25 1 10 1 1
  LOW K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FW RING'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-20'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
```

```
PATCH LOCATION 17 25 1 10 1 1
LOW K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FW RING'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-21'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
  PATCH LOCATION 17 25 1 10 1 1
  LOW K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FW RING'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-22'
  PATCH TYPE 'THIN SURFACE'
  PATCH LOCATION 17 25 1 10 1 1
  LOW K

>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL BOTTOM'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-19'
  PATCH TYPE 'USER2D'
  PATCH LOCATION 1 16 1 10 1 1
  LOW K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL BOTTOM'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-20'
  PATCH TYPE 'USER2D'
  PATCH LOCATION 1 16 1 10 1 1
  LOW K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL BOTTOM'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-21'
  PATCH TYPE 'USER2D'
  PATCH LOCATION 1 16 1 10 1 1
  LOW K
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL BOTTOM'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-22'
  PATCH TYPE 'USER2D'
  PATCH LOCATION 1 16 1 10 1 1
  LOW K

>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-19'
  PATCH TYPE 'USER3D'
  PATCH LOCATION 1 25 1 10 1 30
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-20'
  PATCH TYPE 'USER3D'
  PATCH LOCATION 1 25 1 10 1 30
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL'
  BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-21'
  PATCH TYPE 'USER3D'
  PATCH LOCATION 1 25 1 10 1 30
>>CREATE PATCH
  PATCH NAME 'FEED WELL'
```

BLOCK NAME 'BLOCK-NUMBER-22'
 PATCH TYPE 'USER3D'
 PATCH LOCATION 1 25 1 10 1 30

```
>>MODEL DATA
>>TITLE
  PROBLEM TITLE 'BOPILE'
>>PHYSICAL PROPERTIES
>>BUOYANCY PARAMETERS
  GRAVITY VECTOR 0.0 0.0 -9.81
  BUOYANCY REFERENCE DENSITY 1060.0
>>FLUID PARAMETERS
  PHASE NAME 'LIQUID'
  VISCOSITY 0.00231
  DENSITY 1060.0
>>FLUID PARAMETERS
  PHASE NAME 'SOLID'
  VISCOSITY 1.0E-12
  DENSITY 1292.0
>>TURBULENCE PARAMETERS
>>TURBULENCE CONSTANTS
  C3 1.0
>>TURBULENCE MODEL
  PHASE NAME 'LIQUID'
  TURBULENCE MODEL 'K-EPSILON'
>>TURBULENCE MODEL
  PHASE NAME 'SOLID'
  TURBULENCE MODEL 'LAMINAR'
>>TURBULENT PRANDTL NUMBER
  VOLUME FRACTION 0.1
>>MULTIPHASE PARAMETERS
>>PHASE DESCRIPTION
  PHASE NAME 'LIQUID'
  LIQUID
  CONTINUOUS
>>PHASE DESCRIPTION
  PHASE NAME 'SOLID'
  SOLID
  DISPERSE
  MEAN DIAMETER 237.0E-06
  MINIMUM VOLUME FRACTION 1.0E-10
>>MULTIPHASE MODELS
>>MOMENTUM
  INTER PHASE TRANSFER
  IPSAC
>>INTER PHASE TRANSFER MODELS
>>MOMENTUM
  FIRST PHASE NAME 'LIQUID'
  SECOND PHASE NAME 'SOLID'
>>PARTICLE DRAG MODEL
  FLOW REGIME 'AUTOMATIC'
  DENSE PARTICLE EFFECTS 'GIDASPOW'
>>TRANSIENT PARAMETERS
>>FIXED TIME STEPPING
  TIME STEPS 2*0.5 2*2.0 5*5.0 7*10.0 6*25.0 +
             15*50.0 20*100.0 28*250.0 30*500.0 +
             25*1000.0 25*2000.0 35*3000.0
```

```
>>AMBIENT VARIABLES
  PHASE NAME 'LIQUID'
  K 9.8E-8
  EPSILON 2.8E-11
  VOLUME FRACTION 0.4
>>AMBIENT VARIABLES
  PHASE NAME 'SOLID'
  VOLUME FRACTION 0.6
>>SET INITIAL GUESS
  >>SET CONSTANT GUESS
    PHASE NAME 'LIQUID'
    K 9.8E-8
    EPSILON 2.8E-11
    VOLUME FRACTION 0.99999
  >>SET CONSTANT GUESS
    PHASE NAME 'SOLID'
    VOLUME FRACTION 0.00001
>>DIFFERENCING SCHEME
  VOLUME FRACTION 'VAN LEER'
>>SOLVER DATA
  >>PROGRAM CONTROL
    MAXIMUM NUMBER OF ITERATIONS 10
    MASS SOURCE TOLERANCE 1.0000E-10
    OUTPUT MONITOR BLOCK 'BLOCK-NUMBER-21'
    OUTPUT MONITOR POINT 12 5 15
    PRESSURE REFERENCE POINT BLOCK 'BLOCK-NUMBER-23'
    PRESSURE REFERENCE POINT 15 5 30
  >>REDUCTION FACTORS
    PRESSURE 0.05
    VOLUME FRACTION 0.05
  >>SWEEPS INFORMATION
    >>MAXIMUM NUMBER
      PRESSURE 15
      VOLUME FRACTION 15
  >>UNDER RELAXATION FACTORS
    ALL PHASES
    U VELOCITY 0.3
    V VELOCITY 0.3
    W VELOCITY 0.3
    VOLUME FRACTION 0.5
    BFZ 0.2
    K 0.3
    EPSILON 0.3
  >>EQUATION SOLVERS
    ALL PHASES
    PRESSURE 'AMG'
  >>FALSE TIMESTEPS
    U VELOCITY 0.1
    V VELOCITY 0.1
    W VELOCITY 0.1
>>MODEL BOUNDARY CONDITIONS
  >>INLET BOUNDARIES
    PATCH NAME 'FEED'
    PHASE NAME 'LIQUID'
    U VELOCITY -0.4734
    VOLUME FRACTION 0.4
    K 0.00052
```

```
EPSILON 0.000094
END
>>INLET BOUNDARIES
  PATCH NAME 'FEED'
  PHASE NAME 'SOLID'
  U VELOCITY -0.4734
  VOLUME FRACTION 0.6
  END
>>MASS FLOW BOUNDARIES
  >>FLUX
    PHASE NAME 'LIQUID'
    FRACTIONAL MASS FLOW SPECIFIED
    FLUXES 0.983966 0.016034
  >>FLUX
    PHASE NAME 'SOLID'
    FRACTIONAL MASS FLOW SPECIFIED
    FLUXES 0.000371 0.999629
>>WALL BOUNDARIES
  PATCH NAME 'ROOF'
  TAU X 0.0
  TAU Y 0.0
  TAU Z 0.0
>>OUTPUT OPTIONS
  >>FLOW STATISTICS
    >>PATCH DATA
      PATCH NAME 'FEED WELL BOTTOM'
      AREA AVERAGE
      W VELOCITY
      Z MASS FLUX
      USRDCC WPLUS
      USRDCC WMOINS
      USRDCC WTOTAL
>>STOP
```


Partie du fichier fortran du cas de base pour la simulation de la décantation dans Bopile

```

SUBROUTINE USRVIS(VISN
+       ,U,V,W,P,VFRAC,DEN,VIS,TE,ED,RS,T,H,RF,SCAL,
+       XP,YP,ZP,VOL,AREA,VPOR,ARPOR,WFACT,DIFLAM,
+       URFVAR,IPT,IBLK,IPVERT,IPNODN,IPFACN,IPNODF,
+       IPNODB,IPFACB,WORK,IWORK,CWORK)

C+++++
C
C This routine converts the laminar viscosity of the liquid to take
C into account the floc concentration;
C If the flow is turbulent, it computes the overall viscosity based
C on the k-e model (CFX Solver p 314);
C Conversion takes place at every iteration
C
C+++++
      IPHAL=1
      IPHAS=2

C DENSITIES
      USDL=1060.0
      USDF=1292.0
      USDB=3080.0

C CONSTANTS IN EQUATION
      UC1=0.1798
      UC2=19.12
      UC3=0.00231
      UC4=22.609
      UC5=0.465
      UC6=0.03
      UC7=0.056

      USRVMX=1000.0
      USRVTM=1000.0
      USRCMU=0.09
      USRSMX=0.637

C
      CALL GETSCA('SHEAR RATE',ISCAL,CWORK)

C USE IPALL TO FIND 1D ADDRESSES OF ALL CELL CENTRES
      CALL IPALL('*',*, 'BLOCK', 'CENTRES', IPT, NPT, CWORK, IWORK)
C LOOP OVER ALL INTERIOR CELLS
      DO I=1, NPT
C USE ARRAY IPT TO GET ADDRESS
      INODE=IPT(I)
      USVBOU=VFRAC(INODE,IPHAS)*(USDF-USDL)/(USDB-USDL)
      USSHRT=SCAL(INODE,IPHAL,ISCAL)
      IF(USSHRT.LE.1.0E-4) USSHRT=1.0E-4
      USSHRT=0.1

```

```

C Compute laminar viscosity part
  USRVL=( UC1*EXP(UC2*USVBOU)-UC1+
+        UC3*EXP(UC4*USVBOU)*
+        (USSHRT)**(UC5+UC6/(USVBOU+UC7)) )/
+        (USSHRT)
  IF(USRVL.GT.USRVMX) USRVL=USRVMX
USRRED=ED(INODE,IPHAL)
  IF(USRRED.LT.1.0E-10) USRRED=1.0E-10
  USRVT=USRCMU*DEN(INODE,IPHAL)*(TE(INODE,IPHAL)**2)/USRRED
  IF(USRVT.GT.USRVTM) USRVT=USRVTM

  IF(LTURB) THEN
    VISN(INODE,IPHAL)=USRVL+USRVT
  ELSE
    VISN(INODE,IPHAL)=USRVL
  ENDIF

  IF(VFRAC(INODE,IPHAS).GE.0.637)
+    VISN(INODE,IPHAS)=10.0

  END DO

```

```

SUBROUTINE USRBF (IPHASE,BX,BY,BZ,BPX,BPY,BPZ
+           ,U,V,W,P,VFRAC,DEN,VIS,TE,ED,RS,T,H,RF,SCAL
+           ,XP,YP,ZP,VOL,AREA,VPOR,ARPOR,WFACT,IPT
+           ,IBLK,IPVERT,IPNODN,IPFACN,IPNODF,IPNODB,IPFACB
+           ,WORK,IWORK,CWORK)

```

```

C-----
C
C Add source term to W momentum equation for Solids Pressure by
C using a Body force (only for phase 2: solids)
C
C-----

```

```

  IF(IPHASE.EQ.2) THEN
    USCOMP=100.0
    USSMAX=0.637
    USRCMX=1.0e4

```

```

C USE IPREC TO FIND 1D ADDRESS FOR ALL DOMAIN
  CALL IPALL('*', '*', 'BLOCK', 'CENTRES', IPT, NPT, CWORK, IWORK)
C PREPEAR TO COMPUTE GRADIENT
  CALL GETVAR('USRBF ', 'VFRAC ', IVF)
  CALL SETWRK('USRBF ', 'WORK ', 'GRADVF', 3*NCELL, JGRADV)
  CALL GRADS('USRBF ', 'VFRAC ', IVF, IPHASE, VFRAC(1,IPHASE)
+           ,WORK(JGRADV)
+           ,XP,YP,ZP,VOL,AREA
+           ,IBLK,IPVERT,IPNODN,IPFACN,IPNODF,IPNODB,IPFACB
+           ,WORK,IWORK,CWORK)

```

```

C LOOP OVER DOMAIN
  DO I=1,NPT
C USE STATEMENT FUNCTION IP TO GET ADDRESSES
  INODE=IPT(I)
C USE Z GRADIENT
  USSRC=-EXP(-USCOMP*(USSMAX-VFRAC(INODE,IPHASE)))*
+   WORK(JGRADV+2*NCELL+INODE-1)
  IF(USSRC.GT.USRCMX)USSRC=USRCMX
  IF(USSRC.LT.0.0)USSRC=0.0

C ADD BODY FORCE TO Z COMPONENT TO RESIST GRAVITY
  BZ(INODE)=BZ(INODE)+USSRC

  ENDDO
  CALL DELWRK('USRBF ','WORK ','GRADVF')
  ENDIF

SUBROUTINE USRTRN(U,V,W,P,VFRAC,DEN,VIS,TE,ED,RS,T,H,RF,SCAL,
+   XP,YP,ZP,VOL,AREA,VPOR,ARPOR,WFACT,CONV,IPT,
+   IBLK,IPVERT,IPNODN,IPFACN,IPNODF,IPNODB,IPFACB,
+   WORK,IWORK,CWORK)

C+++++ END OF USER AREA 2 +++++
C
  DIMENSION
+ U(NNODE,NPHASE),V(NNODE,NPHASE),W(NNODE,NPHASE),P(NNODE,NPHASE)
+ ,VFRAC(NNODE,NPHASE),DEN(NNODE,NPHASE),VIS(NNODE,NPHASE)
+ ,TE(NNODE,NPHASE),ED(NNODE,NPHASE),RS(NNODE,NPHASE,6)
+ ,T(NNODE,NPHASE),H(NNODE,NPHASE),RF(NNODE,NPHASE,4)
+ ,SCAL(NNODE,NPHASE,NSCAL)
  DIMENSION
+ XP(NNODE),YP(NNODE),ZP(NNODE)
+ ,VOL(NCELL),AREA(NFACE,3),VPOR(NCELL),ARPOR(NFACE,3)
+ ,WFACT(NFACE),CONV(NFACE,NPHASE)
+ ,IPT(*),IBLK(5,NBLOCK)
+ ,IPVERT(NCELL,8),IPNODN(NCELL,6),IPFACN(NCELL,6),IPNODF(NFACE,4)
+ ,IPNODB(NBDRY,4),IPFACB(NBDRY)
+ ,IWORK(*),WORK(*),CWORK(*)
  DIMENSION SGNWL(6)
C
C+++++ USER AREA 3 +++++
C---- AREA FOR USERS TO DIMENSION THEIR ARRAYS
C
  DIMENSION
+ USRVOL(100000),USRFRA(100000),USRSRT(100000)
+ ,USRCLS(100,3),USRCLE(100,3)
C---- AREA FOR USERS TO DEFINE DATA STATEMENTS
C
C+++++ END OF USER AREA 3 +++++

```

```

C
  DATA SGNWL / 1.0, 1.0, 1.0, -1.0, -1.0, -1.0 /
C
C+++++
C
C The following routines computes data from the results.
C
C The first routine computes upward and downward volumetric velocity (m/s)
C for each phase for all the domain.
C
C The second part of the routine computes statistics for the feed well
C volume. It computes distribution of solids volume fraction and
C of shear rate in the volume of the feed well.
C
C+++++
C First part
C+++++
C wplus: velocity along positive z
C wmoins: velocity along negative z
C wtotal: velocity flow rate
C
      CALL GETSCA('USRDCC WPLUS',ISCPL,CWORK)
      CALL GETSCA('USRDCC WMOINS',ISCMO,CWORK)
      CALL GETSCA('USRDCC WTOTAL',ISCTO,CWORK)

C USE IPALL TO FIND 1D ADDRESSES OF ALL CELL CENTRES
  CALL IPALL('*', '*', 'BLOCK', 'CENTRES', IPT, NPT, CWORK, IWORK)
C LOOP OVER ALL INTERIOR CELLS
  DO I=1, NPT
C USE ARRAY IPT TO GET ADDRESS
  INODE=IPT(I)
  DO II=1, NPHASE
C Compute upward volumetric flow
  IF(W(INODE,II).GE.0.0) THEN
    SCAL(INODE,II,ISCPL)=W(INODE,II)*VFRAC(INODE,II)
  ELSE
    SCAL(INODE,II,ISCPL)=0.0
  ENDIF
C Compute downward volumetric flow
  IF(W(INODE,II).LT.0.0) THEN
    SCAL(INODE,II,ISCMO)=W(INODE,II)*VFRAC(INODE,II)
  ELSE
    SCAL(INODE,II,ISCMO)=0.0
  ENDIF
C Compute net (total) volumetric flow
  SCAL(INODE,II,ISCTO)=W(INODE,II)*VFRAC(INODE,II)
  END DO
  END DO
C

```

```

C+++++
C Second part: Maximum 100 000 nodes in feed well
C+++++

  USTOTV=0.0
  USTOTS=0.0
  USTS2=0.0
  USTOTT=0.0
  USTT2=0.0
  IUSNT=0
  ICOUNT=0
  IPHAL=1
  IPHAS=2

  CALL GETSCA('SHEAR RATE',ISRATE,CWORK)

C USE IPALL TO FIND 1D ADDRESSES OF ALL CELL CENTRES
  CALL IPALL('FEED WELL','*', 'PATCH','CENTRES',IPT,NPT,
+          CWORK,IWORK)
C LOOP OVER ALL INTERIOR CELLS
  DO I=1,NPT
C USE ARRAY IPT TO GET ADDRESS
  INODE=IPT(I)

c   Compute number of cells,total volume,solids,shear rate
  IUSNT=IUSNT+1
  USTOTV=USTOTV+VPOR(INODE)
  USTOTS=USTOTS+VFRAC(INODE,IPHAS)*VPOR(INODE)
  USTS2=USTS2+(VFRAC(INODE,IPHAS)**2)*VPOR(INODE)
  USTOTT=USTOTT+SCAL(INODE,IPHAL,ISRATE)*VPOR(INODE)
  USTT2=USTT2+(SCAL(INODE,IPHAL,ISRATE)**2)*VPOR(INODE)
c   Keep values in table for statistics computation (histogram)
  ICOUNT=ICOUNT+1
  USRVOL(ICOUNT)=VPOR(INODE)
  USRFRA(ICOUNT)=VFRAC(INODE,IPHAS)
  USRSRT(ICOUNT)=SCAL(INODE,IPHAL,ISRATE)
c   WRITE(NWRITE,*) inode,vpor(inode),vfrac(inode,iphas),
c +   SCAL(INODE,IPHAL,ISRATE)
  ENDDO

C   Writes calculated number to .fo file
  USSSIG=(USTS2/USTOTV-(USTOTS/USTOTV)**2)**0.5
  USTSIG=(USTT2/USTOTV-(USTOTT/USTOTV)**2)**0.5
  WRITE(NWRITE,*)'
  WRITE(NWRITE,*)'----- STATISTIQUE DU PUIIS D ALIMENTATION -----'

C   Recherche du min et max de fraction solide et shear rate
  SMIN=9999.0
  EMIN=9999.0

```

```

    SMAX=-1.0
    EMAX=-1.0
    DO I=1,ICOUNT
      IF(USRFRA(I).LT.SMIN) SMIN=USRFRA(I)
      IF(USRFRA(I).GT.SMAX) SMAX=USRFRA(I)
      IF(USRSRT(I).LT.EMIN) EMIN=USRSRT(I)
      IF(USRSRT(I).GT.EMAX) EMAX=USRSRT(I)
    END DO
C Fix limits; override previous computed numbers
C NCLASS is the number of class (<=100)
  NCLASS=30
  SMIN=0.0
  SMAX=0.05
  EMIN=0.0
  EMAX=5.0

C Etablissement des limites de classes
  SCLASS=(SMAX-SMIN)/FLOAT(NCLASS)
  USRCLS(1,1)=SMIN
  USRCLS(1,2)=SMIN+SCLASS
  USRCLS(1,3)=0.0
  ECLASS=(EMAX-EMIN)/FLOAT(NCLASS)
  USRCLE(1,1)=EMIN
  USRCLE(1,2)=EMIN+ECLASS
  USRCLE(1,3)=0.0
  DO I=2,NCLASS
    USRCLS(I,1)=USRCLS(I-1,2)
    USRCLS(I,2)=USRCLS(I,1)+SCLASS
    USRCLS(I,3)=0.0
    USRCLE(I,1)=USRCLE(I-1,2)
    USRCLE(I,2)=USRCLE(I,1)+ECLASS
    USRCLE(I,3)=0.0
  END DO

C Classement des valeurs pour solide
  UVTOTS=0.0
  DO I=1,ICOUNT
    DO J=1,NCLASS
      IF(USRFRA(I).LT.USRCLS(J,2).AND.USRFRA(I).GE.USRCLS(J,1))THEN
        USRCLS(J,3)=USRCLS(J,3)+USRVOL(I)
        GOTO 9998
      ENDIF
    ENDDO
    WRITE(NWRITE,*) 'VALEUR_NON_TROUVEE_SOLIDE: ',USRFRA(I),
+ ' VOL (M3): ',USRVOL(I)
    UVTOTS=UVTOTS+USRVOL(I)
9998 CONTINUE
  END DO

C Classement des valeurs pour shear rate
  UVTOTT=0.0

```

```

DO I=1,ICOUNT
  DO J=1,NCLASS
    IF(USRSRT(I).LT.USRCLE(J,2).AND.USRSRT(I).GE.USRCLE(J,1))THEN
      USRCLE(J,3)=USRCLE(J,3)+USRVOL(I)
      GOTO 9999
    ENDIF
  ENDDO
  WRITE(NWRITE,*) 'VALEUR_NON_TROUVEE_SHEAR_RATE: ',USRSRT(I),
+   ' VOL (M3): ',USRVOL(I)
  UVTOTT=UVTOTT+USRVOL(I)
9999  CONTINUE
END DO

c Impression des resultats
  WRITE(NWRITE,*) '
  WRITE(NWRITE,*) HISTOGRAMME_DE_DISTRIBUTION_DU_SOLIDE'
  WRITE(NWRITE,*) ' SOLIDE ', 'VOLUME'
  DO I=1,NCLASS
    WRITE(NWRITE,240)(USRCLS(I,1)+USRCLS(I,2))/2.0,USRCLS(I,3)
  ENDDO
  WRITE(NWRITE,236)IUSNT,USTOTV,100*UVTOTS/USTOTV,USTOTS/USTOTV,
+   USSSIG
236  FORMAT( 1X,'NOMBRE_CELLULE: ',I6,
+   /1X,'VOLUME_TOTAL(M3): ',E12.5,
+   /1X,'SOLIDE_NON_TROUVE(%VOL) ',E12.5,
+   /1X,'SOLIDE_MOYEN(FRAC-VOL): ',E12.5,
+   /1X,'ECART_TYPE_SOLIDE(FRAC-VOL): ',E12.5)
  WRITE(NWRITE,*) '
  WRITE(NWRITE,*) HISTOGRAMME_DE_DISTRIBUTION_DE_SHEAR_RATE'
  WRITE(NWRITE,*) ' SHEAR_RATE ', 'VOLUME'
  DO I=1,NCLASS
    WRITE(NWRITE,240)(USRCLE(I,1)+USRCLE(I,2))/2.0,USRCLE(I,3)
  ENDDO
  WRITE(NWRITE,237)IUSNT,USTOTV,100*UVTOTT/USTOTV,USTOTT/USTOTV,
+   USTSIG
237  FORMAT( 1X,'NOMBRE_CELLULE: ',I6,
+   /1X,'VOLUME_TOTAL(M3): ',E12.5,
+   /1X,'SOLIDE_NON_TROUVE(%VOL) ',E12.5,
+   /1X,'SHEAR_RATE_MOYEN(1/S): ',E12.5,
+   /1X,'ECART_TYPE_SHEAR_RATE(1/S): ',E12.5)
  WRITE(NWRITE,*) '

240  FORMAT( 1X,2E12.5)

```

- C Repeat histogram with wider range
- C Fix limits; override previous computed numbers
- C NCLASS is the number of class (<=100)
 - NCLASS=100
 - SMIN=0.0
 - SMAX=0.75
 - EMIN=0.0

EMAX=25.0

- C Etablissement des limites de classes
 SCLASS=(SMAX-SMIN)/FLOAT(NCLASS)
 USRCLS(1,1)=SMIN
 USRCLS(1,2)=SMIN+SCLASS
 USRCLS(1,3)=0.0
 ECLASS=(EMAX-EMIN)/FLOAT(NCLASS)
 USRCLE(1,1)=EMIN
 USRCLE(1,2)=EMIN+ECLASS
 USRCLE(1,3)=0.0
 DO I=2,NCLASS
 USRCLS(I,1)=USRCLS(I-1,2)
 USRCLS(I,2)=USRCLS(I,1)+SCLASS
 USRCLS(I,3)=0.0
 USRCLE(I,1)=USRCLE(I-1,2)
 USRCLE(I,2)=USRCLE(I,1)+ECLASS
 USRCLE(I,3)=0.0
 END DO
- C Classement des valeurs pour solide
 UVTOTS=0.0
 DO I=1,ICOUNT
 DO J=1,NCLASS
 IF(USRFRA(I).LT.USRCLS(J,2).AND.USRFRA(I).GE.USRCLS(J,1))THEN
 USRCLS(J,3)=USRCLS(J,3)+USRVOL(I)
 GOTO 9997
 ENDIF
 ENDDO
 WRITE(NWRITE,*) 'VALEUR_NON_TROUVEE_SOLIDE: ',USRFRA(I),
 + ' VOL (M3): ',USRVOL(I)
 UVTOTS=UVTOTS+USRVOL(I)
 9997 CONTINUE
 END DO
- C Classement des valeurs pour shear rate
 UVTOTT=0.0
 DO I=1,ICOUNT
 DO J=1,NCLASS
 IF(USRSRT(I).LT.USRCLE(J,2).AND.USRSRT(I).GE.USRCLE(J,1))THEN
 USRCLE(J,3)=USRCLE(J,3)+USRVOL(I)
 GOTO 9996
 ENDIF
 ENDDO
 WRITE(NWRITE,*) 'VALEUR_NON_TROUVEE_SHEAR_RATE: ',USRSRT(I),
 + ' VOL (M3): ',USRVOL(I)
 UVTOTT=UVTOTT+USRVOL(I)
 9996 CONTINUE
 END DO
- c Impression des resultats


```

WRITE(NWRITE,*)'
WRITE(NWRITE,*)' HISTOGRAMME_DE_DISTRIBUTION_DU_SOLIDE'
WRITE(NWRITE,*)' SOLIDE ', 'VOLUME'
DO I=1,NCLASS
  WRITE(NWRITE,240)(USRCLS(I,1)+USRCLS(I,2))/2.0,USRCLS(I,3)
ENDDO
WRITE(NWRITE,236)IUSNT,USTOTV,100*UVTOTS/USTOTV,USTOTS/USTOTV,
+   USSSIG
WRITE(NWRITE,*)'
WRITE(NWRITE,*)' HISTOGRAMME_DE_DISTRIBUTION_DE_SHEAR_RATE'
WRITE(NWRITE,*)' SHEAR_RATE ', 'VOLUME'
DO I=1,NCLASS
  WRITE(NWRITE,240)(USRCLE(I,1)+USRCLE(I,2))/2.0,USRCLE(I,3)
ENDDO
WRITE(NWRITE,237)IUSNT,USTOTV,100*UVTOTT/USTOTV,USTOTT/USTOTV,
+   USTSIG
WRITE(NWRITE,*)'

```

```

SUBROUTINE USRINT(U,V,W,P,VFRAC,DEN,VIS,TE,ED,RS,T,H,RF,SCAL
+   ,CONV,XC,YC,ZC,XP,YP,ZP
+   ,VOL,AREA,VPOR,ARPOR,WFACT,DISWAL,IPT
+   ,IBLK,IPVERT,IPNODN,IPFACN,IPNODF,IPNODB,IPFACB
+   ,WORK,IWORK,CWORK)

```

```

C+++++
C
C This routine initializes the solids fraction to simulate
C the presence of a mud bed. If restart, ignore initialisation
C The equation gives a smooth increase in solids from min to max.
C
C USRVFM: maximum solids fraction in the mud bed
C USRVF0: minimum initial solids fraction in the decanter
C USRZF: mud bed lower z coordinate
C USRZI: mud bed higher z coordinate
C IUSRN: steepness of mud interface
C
C+++++
IPHAL=1
IPHAS=2
USRVFM=0.2
USRVF0=0.00001
USRZI=1.0
USRZF=3.0
IUSRN=12
USRBED=(USRZI+USRZF)/2.0

IF(.NOT.LRDISK) THEN

```

```
C USE IPALL TO FIND 1D ADDRESSES OF ALL CELL CENTRES
  CALL IPALL('*', '*', 'BLOCK', 'CENTRES', IPT, NPT, CWORK, IWORK)
C
C LOOP OVER ALL INTERIOR CELLS
  DO I=1, NPT
C USE ARRAY IPT TO GET ADDRESS
  INODE=IPT(I)
  IF (ZP(INODE).LE.USRZF) THEN
    USRVFS=USRVFM+(USRVF0-USRVFM)*
+    (1-EXP(-((ZP(INODE)/USRBED)**IUSRN)))
    VFRAC(INODE, IPHAS)=USRVFS
    VFRAC(INODE, IPHAL)=1.0-USRVFS
  ENDIF
  END DO

END IF
```