



Étude du comportement hydrodynamique et diphasique d'un classificateur à lit fluidisé

par Thomas Grillot

**Thèse présentée à l'Université du Québec à Chicoutimi en vue de l'obtention du grade
de docteur en ingénierie**

Québec, Canada

© Thomas Grillot, 2020

RÉSUMÉ

L'aluminium est un produit industriel des plus demandés et la production mondiale ne cesse de croître. Les industries minières doivent satisfaire la demande tout en restant compétitives. Pour ce faire, la compréhension des phénomènes physiques en action dans les procédés de séparation solide/liquide permet d'optimiser certaines composantes géométriques ainsi que les conditions d'opération afin d'obtenir un meilleur rendement des classificateurs.

Le projet de recherche a pour but d'optimiser la séparation des particules fines et grossières d'un classificateur à lit fluidisé pour le traitement minier de la bauxite sous forme de pisolite. La séparation des particules s'effectue à l'aide du phénomène de sédimentation, chute de particules sous l'effet de la force de gravité, ainsi qu'un flux ascendant d'eau. Le classificateur a pour rôle de séparer les fines particules de pisolite (fraction de bauxite non utilisée) en les acheminant à la surverse et de récupérer les grosses particules par les sousverses pour le procédé en aval (procédé Bayer).

Pour simuler le processus de classification, un modèle mathématique multiphasique 3D en régime transitoire a été développé. Ce modèle prend en compte la géométrie réelle du classificateur ainsi que plusieurs classes de particules afin de représenter la granulométrie du fluide particulaire. Le modèle mathématique représente l'écoulement multiphasique à l'aide d'équations aux dérivées partielles qui prennent en compte les lois de comportement qui régissent la séparation des particules et les interactions entre les phases en milieux denses. Les propriétés physiques à l'intérieur des lois de comportement sont basées sur des corrélations semi-empiriques fondées sur les résultats obtenus lors d'essais expérimentaux réalisés sur un classificateur à échelle réduite (CER) opéré en continu.

Le CER est composé d'un réservoir cylindrique avec une surverse, un puits d'alimentation avec un cône de diffusion, une chambre du plénum avec un diffuseur à fond plat et quatre orifices à la sousverse pour la décharge du solide. Le CER permet d'observer le comportement du fluide multiphasique, mélange de bauxite et d'eau, dans la totalité du classificateur à l'aide de parois transparentes.

Pour les simulations numériques, le fluide multiphasique (solide-liquide) est représenté par 5 phases de classes de particules et une phase liquide pour l'eau. Les conditions aux limites de type Dirichlet et Neumann varient dans le temps pour représenter l'opération du classificateur en usine. Les simulations numériques du classificateur à lit fluidisé sont validées à partir de données d'usine en temps réel et de campagnes de mesures. Les résultats numériques, malgré les approximations requises pour les calculs, permettent de prendre connaissance du comportement des écoulements (vitesse, pression, débit...) afin d'optimiser le rendement du classificateur, et cela à moindre coût en comparaison avec une étude expérimentale.

Par la suite, une étude paramétrique sert à optimiser certaines composantes géométriques ainsi que les conditions d'opération du classificateur à lit fluidisé.

TABLE DES MATIÈRES

RÉSUMÉ	i
TABLE DES MATIÈRES	ii
LISTE DES TABLEAUX	x
LISTE DES FIGURES	xi
NOMENCLATURE	xvii
DÉDICACE	xxi
REMERCIEMENTS.....	xxii
CHAPITRE 1. INTRODUCTION.....	1
1.1. Problématique.....	3
1.2. Objectifs	7
1.3. Méthodologie.....	8
1.4. Travaux antérieurs	12
1.4.1. Description des particules	13
1.4.2. Interaction entre particules	14
1.4.3. Lit fluidisé	16
1.4.4. Modèle mathématique multiphasique	18
1.4.5. Simulation numérique.....	20
1.5. Originalité de la recherche.....	21
CHAPITRE 2. BAUXITE PISOLITIQUE	23
2.1. Caractéristiques de la bauxite pisolitique	23
2.1.1. Composition chimique de la bauxite pisolitique.....	24
2.1.2. Granulométrie.....	25
2.1.3. Densité	27
2.1.4. Morphologie.....	27
2.2. Procédé d'extraction de la bauxite pisolitique	29
2.2.1. Mine de bauxite	30
2.2.2. Lavoir.....	32
2.2.3. Tambour	32

2.2.4.	Hydrocyclones.....	34
2.2.5.	Classificateurs.....	35
2.2.6.	Système d'assèchement.....	37
2.2.7.	Transport.....	37
2.2.7.1.	Transport ferroviaire	38
2.2.7.2.	Transport maritime	39
CHAPITRE 3. RHÉOLOGIE DU MÉLANGE BAUXITE ET EAU		40
3.1.	Régimes des fluides particuliers.....	40
3.2.	Notions de rhéologie des fluides particuliers	43
3.2.1.	Déformation et cisaillement	43
3.2.2.	Viscosité	45
3.2.2.1.	Viscosité dynamique	45
3.2.2.2.	Viscosité cinématique	45
3.2.2.3.	Viscosité de volume	46
3.2.3.	Comportement rhéologique des fluides particuliers	46
3.2.4.	Fluide à seuil.....	47
3.2.4.1.	Fluide newtonien.....	48
3.2.4.2.	Fluide non newtonien	48
3.2.4.2.1.	Fluide rhéoépaississant.....	49
3.2.4.2.2.	Fluide rhéofluidifiant.....	49
3.2.4.3.	Modèle de comportement des fluides particuliers.....	50
3.3.	Compaction des fluides particuliers.....	51
3.3.1.	Fraction volumique	52
3.3.2.	Empilement.....	53
3.4.	Intéraction des particules	55
3.4.1.	Intéraction des particules dans un milieu sec.....	55
3.4.2.	Intéraction des particules dans un milieu humide.....	58
3.4.3.	Intéraction des particules dans un milieu saturé.....	59
CHAPITRE 4. PROCÉDÉS DE SÉPARATION SOLIDE-LIQUIDE		61
4.1.	Sédimentation.....	61
4.1.1.	Sédimentation libre.....	64

4.1.1.1.	Nombre de Reynolds	67
4.1.1.2.	Trainée	68
4.1.2.	Sédimentation par floculation	70
4.1.3.	Sédimentation retardée	70
4.2.	Décantation	70
4.2.1.	Décanteurs	71
4.3.	Centrifugation	72
4.3.1.	Hydrocyclone.....	73
4.4.	Classification	74
4.4.1.	Classificateur hydraulique	76
4.4.1.1.	Classificateur hydraulique à fond conique	76
4.4.1.2.	Classificateur hydraulique à fond plat.....	77
4.5.	Fluidisation	79
4.5.1.	Classification des particules par fluidisation	81
4.5.2.	Vitesse minimale de fluidisation	83
4.5.3.	Régimes de fluidisation	86
4.5.3.1.	Fluidisation particulaire.....	86
4.5.3.2.	Fluidisation agrégative	86
4.5.3.3.	Fluidisation à passages préférentiels	87
CHAPITRE 5. MÉTHODOLOGIE		88
5.1.	Modèle mathématique	89
5.1.1.	Hypothèses du modèle mathématique	90
5.1.2.	Équations du modèle mathématique	90
5.1.2.1.	Description du mouvement	91
5.1.2.1.1.	Description lagrangienne	91
5.1.2.1.2.	Description eulérienne.....	92
5.1.2.2.	Équation de conservation	93
5.1.2.3.	Équation de continuité.....	95
5.1.2.4.	Équation de quantité de mouvement	96
5.1.2.4.1.	Tenseur de contraintes visqueuses.....	98
5.1.2.5.	Cas particuliers	98

5.1.2.5.1.	Équations de Navier-Stokes	98
5.1.2.5.2.	Équation d'Euler	99
5.1.2.5.3.	Équation de Stokes.....	99
5.1.2.6.	Équations multiphasiques	100
5.1.3.	Équations multiphasiques d'un fluide granulaire	101
5.1.3.1.	Équation de continuité d'un fluide granulaire	102
5.1.3.2.	Équation de quantité de mouvement d'un fluide granulaire	102
5.1.3.2.1.	Coefficient d'échange interphase	103
5.1.3.3.	Modélisation des paramètres du fluide granulaire.....	104
5.1.3.3.1.	Théorie cinétique des gaz appliquée aux milieux granulaires	105
5.1.3.3.1.1.	Température granulaire	105
5.1.3.3.1.2.	Fonction de distribution radiale.....	106
5.1.3.3.1.3.	Coefficient de restitution	108
5.1.3.3.1.4.	Pression solide	109
5.1.3.3.1.5.	Viscosité apparente	109
5.1.3.3.1.6.	Viscosité dynamique solide.....	110
5.1.3.3.1.7.	Viscosité cinétique	110
5.1.3.3.1.8.	Viscosité de collision	110
5.1.3.3.1.9.	Viscosité de friction.....	111
5.1.3.3.2.	Approche empirique	111
5.1.3.3.2.1.	Pression solide	112
5.1.3.3.2.2.	Viscosité dynamique solide.....	114
5.2.	Méthodologie expérimentale	115
5.2.1.	Mélanges solide-liquide	116
5.2.2.	Mélange solide-liquide en usine	117
5.2.2.1.	Mélange solide-liquide en laboratoire	118
5.2.3.	Classificateurs.....	123
5.2.3.1.	Classificateur usine.....	123
5.2.3.1.1.	Alimentation	124
5.2.3.1.2.	Sousverses.....	127
5.2.3.1.3.	Plaque de diffusion et plénum	128
5.2.3.2.	Classificateur laboratoire	130

5.2.3.2.1.	Alimentation	132
5.2.3.2.2.	Sousverses.....	133
5.2.3.2.3.	Plaque de diffusion	135
5.2.3.3.	Configuration et opération des classificateurs	137
5.2.3.3.1.	Installation usine Andoom	138
5.2.3.3.2.	Montage expérimental laboratoire Jean Doucet (UQAC).....	139
5.2.4.	Opération à échelle industrielle et protocole expérimental en laboratoire.....	143
5.2.4.1.	Opération usine Andoom	143
5.2.4.2.	Protocole expérimental laboratoire Jean Doucet (UQAC)	144
5.2.5.	Variables du procédé	145
5.2.5.1.	Fraction solide à l'alimentation.....	145
5.2.5.2.	Granulométrie à l'alimentation.....	146
5.2.6.	Paramètres expérimentaux.....	146
5.2.6.1.	Débit d'alimentation	147
5.2.6.2.	Débit du plénum.....	147
5.2.6.3.	Temps d'ouverture des sousverses.....	147
5.2.6.4.	Cycle d'ouverture des sousverses	148
5.2.6.5.	Hauteur de lit fluidisé.....	149
5.2.7.	Mesures.....	149
5.2.7.1.	Débits	149
5.2.7.2.	Fraction solide	151
5.2.7.3.	Granulométrie	151
5.3.	Simulation numérique.....	152
5.3.1.	Fonctionnement de la MFN	153
5.3.1.1.	Configuration.....	154
5.3.1.1.1.	Géométrie	155
5.3.1.1.2.	Maillage.....	157
5.3.1.1.3.	Phénomènes physiques	160
5.3.1.1.3.1.	Pression de référence	161
5.3.1.1.4.	Gravité.....	161
5.3.1.1.5.	Propriétés du fluide.....	163
5.3.1.1.5.1.	Paramètres de base	164

5.3.1.1.5.2.	Modèles du fluide	165
5.3.1.1.5.3.	Modèles spécifiques du fluide	165
5.3.1.1.5.4.	Modèles interphasiques du fluide	166
5.3.1.1.6.	Conditions limites	167
5.3.1.1.6.1.	ENTRÉE Alimentation	168
5.3.1.1.6.2.	ENTRÉE Plénum.....	170
5.3.1.1.6.3.	MUR Air.....	172
5.3.1.1.6.4.	OUVERTURE Surverse	173
5.3.1.1.6.5.	Conditions limites sousverses	174
5.3.1.1.6.5.1.	OUVERTURE sousverses	175
5.3.1.1.6.5.2.	Interface programmable	175
5.3.1.1.6.6.	Initialisation fraction solide.....	177
5.3.1.2.	Solveur.....	179
5.3.1.2.1.	Méthodes numériques.....	179
5.3.1.2.2.	Méthode des Différences Finies (MDF)	180
5.3.1.2.3.	Méthode des Éléments Finis (MEF)	180
5.3.1.2.4.	Méthode des Volumes Finis (MVF)	181
5.3.1.2.5.	Algorithme	182
5.3.1.3.	Post-Traitement	185
CHAPITRE 6. RÉSULTATS ET DISCUSSION		189
6.1.	Corrélation empirique.....	189
6.1.1.	Développement d'une corrélation empirique	190
6.1.2.	Validation de la corrélation empirique	193
6.2.	Résultats expérimentaux	201
6.2.1.	Étude du comportement des matériels utilisés	202
6.2.1.1.	Compaction	202
6.2.1.2.	Rôle des fines particules.....	206
6.2.2.	Résultats du classificateur à échelle réduite.....	208
6.2.2.1.	Étude du lit fluidisé	208
6.2.2.1.1.	Débit plénum	209
6.2.2.1.2.	Temps d'ouverture des valves de sousverses.....	211
6.2.2.1.3.	Hauteur du lit de solide.....	214

6.2.2.1.4.	Étude paramétrique du lit fluidisé	216
6.2.2.2.	Débit d'alimentation	227
6.2.2.3.	Comparaison bauxite et billes de verre	232
6.3.	Résultats simulations numériques	236
6.3.1.	Débit du plénum.....	237
6.3.2.	Temps d'ouverture.....	239
6.3.3.	Hauteur de lit	242
6.3.4.	Débit d'alimentation	244
6.3.5.	Nombre de sousverses.....	247
6.3.6.	Diamètre des sousverses	249
6.3.7.	Étude paramétrique globale	251
6.4.	Prédiction numérique des résultats.....	253
6.4.1.	Logiciel KNIME®.....	253
6.4.2.	Application au projet actuel.....	255
6.4.2.1.	Boucle infinie.....	257
6.4.2.2.	Variable Len(n)	258
6.4.2.3.	Optimisation des colonnes.....	258
6.4.2.4.	Learner-Predictor	258
6.4.2.5.	Enregistrement Excel®	261
6.4.2.6.	Enregistrement graphique	261
6.4.3.	Résultats KNIME®	261
CHAPITRE 7. CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS		263
RÉFÉRENCES		270
ANNEXE		279
ABSTRACT		279
Keywords.....		279
1.	Introduction	280
2.	Mathematical model.....	280
3.	Material.....	281
3.1.	Original material	281
3.2.	Synthetic material.....	282

4. Methodology.....	283
4.1. Experimental setup.....	283
4.2. Numerical simulation.....	284
5. Results.....	285
6. Conclusion.....	288
Acknowledgements	288
Notation	288
Greek letters.....	288
References.....	288

LISTE DES TABLEAUX

TABEAU 2.1 : COMPOSITION CHIMIQUE DE LA BAUXITE WEIPA (COMPOSANTS MAJEURS).	25
TABEAU 5.1 : CLASSES GRANULOMETRIQUES SIMPLIFIEES	118
TABEAU 5.2 : CLASSE GRANULOMETRIQUE MELANGE BINAIRE	120
TABEAU 5.3 : CLASSES GRANULOMETRIQUES DES BILLES DE VERRE UTILISEES EN LABORATOIRE.....	121
TABEAU 5.4 : PROPRIETES DES PHASES	164
TABEAU 6.1 : NIVEAUX DES CONDITIONS D'OPERATION.....	217
TABEAU 6.2 : ESTIMATION DES COEFFICIENTS DES CONDITIONS D'OPERATION.....	224
TABEAU 6.3 : DEBITS SURVERSE	229
TABEAU 6.4 : DEBIT SOUSVERSE	229
TABEAU 6.5 : GRANULOMETRIE SOUSVERSE.....	231
TABEAU 6.6 : RESULTATS 5 CLASSES DE PARTICULES (BILLES DE VERRE)	234
TABEAU 6.7 : RESULTATS 5 CLASSES DE PARTICULES (BAUXITE).....	234
TABEAU 6.8 : DISTRIBUTION GRANULOMETRIQUE SELON LES 5 CLASSES DE PARTICULES (BILLES DE VERRE)	235
TABEAU 6.9 : DISTRIBUTION GRANULOMETRIQUE SELON LES 5 CLASSES DE PARTICULES (BAUXITE).....	235
TABEAU 6.10 : RESULTATS DE LA SIMULATION NUMERIQUE : VARIATION DU DEBIT DU PLENUM	238
TABEAU 6.11 : RESULTATS DE LA SIMULATION NUMERIQUE : VARIATION DU TEMPS D'OUVERTURE DES VALVES DE SOUSVERSES	241
TABEAU 6.12 : RESULTATS DE LA SIMULATION NUMERIQUE : VARIATION DE LA HAUTEUR DE LIT	243
TABEAU 6.13 : RESULTATS DE LA SIMULATION NUMERIQUE : VARIATION DU POURCENTAGE SOLIDE A L'ALIMENTATION	246
TABEAU 6.14 : INFLUENCE DES PARAMETRES D'ENTREE SUR LES VARIABLES DE SORTIE	252

LISTE DES FIGURES

FIGURE 1.1 : CLASSIFICATEUR A LIT FLUIDISE	3
FIGURE 1.2 : CONVOYEUR-USINE ANDOOM	4
FIGURE 1.3 : MINERALIER	5
FIGURE 2.1 : MINERAI DE BAUXITE PISOLITIQUE.....	24
FIGURE 2.2 : DISTRIBUTION GRANULOMETRIQUE DE LA BAUXITE PISOLITIQUE DANS LA MINE D'ANDOOM	26
FIGURE 2.3 : RONDEUR.....	28
FIGURE 2.4 : CIRCULARITÉ.....	28
FIGURE 2.5 : PROCEDE D'EXTRACTION DE LA BAUXITE PISOLITIQUE	30
FIGURE 2.6 : MINE DE BAUXITE A CIEL OUVERT ANDOOM	31
FIGURE 2.7 : DECHARGEMENT	31
FIGURE 2.8 : CAMION DE BAUXITE.....	32
FIGURE 2.9 : CONVOYEUR DE REJETS.....	33
FIGURE 2.10 : TAMBOUR.....	33
FIGURE 2.11 : REPARTITION PAR LE DISTRIBUTEUR.....	34
FIGURE 2.12 : CLASSIFICATEURS DE L'USINE D'ANDOOM	36
FIGURE 2.13 : SCHEMA DE LA CLASSIFICATION	36
FIGURE 2.14 : CHARGEMENT DU MINERAI DANS LES WAGONS	38
FIGURE 2.15 : PONT EN DIRECTION DU PORT	39
FIGURE 2.16 : ZONE PORTUAIRE DE WEIPA	39
FIGURE 3.1 : REGIMES D'UN FLUIDE GRANULAIRE	41
FIGURE 3.2 : ÉCOULEMENT D'UN FLUIDE ENTRE DEUX PLAQUES	44
FIGURE 3.3 : COMPORTEMENT RHEOLOGIQUE DES FLUIDES PARTICULAIRES.....	47
FIGURE 3.4 : FRACTION VOLUMIQUE SUR UN EXEMPLE 2D	53
FIGURE 3.5 : POINTS DE CONTACT	54

FIGURE 3.6 : REPRESENTATION SCHEMATIQUE SIMPLE D'UNE INTERACTION ENTRE DEUX PARTICULES.....	56
FIGURE 3.7 : PONT CAPILLAIRE AVANT IMPACT	58
FIGURE 3.8 : PONT CAPILLAIRE PENDANT IMPACT.....	59
FIGURE 3.9 : ÉVOLUTION DU COEFFICIENT DE RESTITUTION EN FONCTION DE LA FRACTION VOLUMIQUE.....	60
FIGURE 4.1 : SCHEMA DES PHASES DE SEDIMENTATION EN TEST DU CYLINDRE.....	62
FIGURE 4.2 : FORCES APPLIQUEES LORS DE LA CHUTE D'UNE PARTICULE	64
FIGURE 4.3 : COEFFICIENT DE TRAINEE D'UNE SPHERE EN FONCTION DU NOMBRE DE REYNOLDS	69
FIGURE 4.4 : SCHEMA D'UN DECANTEUR.....	72
FIGURE 4.5 : SCHEMA D'UN HYDROCYCLONE	73
FIGURE 4.6 : PRINCIPE D'ELUTRIATION	75
FIGURE 4.7 : SCHEMA D'UN CLASSIFICATEUR A FOND CONIQUE.....	77
FIGURE 4.8 : SCHEMA D'UN CLASSIFICATEUR A FOND PLAT	78
FIGURE 4.9 : GICLEUR.....	79
FIGURE 4.10 : ÉTAT DE FLUIDISATION	81
FIGURE 4.11 : CLASSIFICATION DE GELDART	82
FIGURE 4.12 : SCHEMA DE FLUIDISATION AVEC PERTES DE CHARGE.....	84
FIGURE 5.1 : METHODOLOGIE	89
FIGURE 5.2 : BILAN EFFECTUE SUR UN VOLUME.....	93
FIGURE 5.3 : ÉQUATION DE QUANTITE DE MOUVEMENT	97
FIGURE 5.4 : MODELE DE COEFFICIENT DE TRANSFERT INTERPHASIQUE	104
FIGURE 5.5 : FONCTION RADIALE DE DISTRIBUTION	108
FIGURE 5.6 : MODULE D'ELASTICITE EN FONCTION DE LA FRACTION VOLUMIQUE SOLIDE	113
FIGURE 5.7 : ÉCHANTILLONS DE BAUXITE : 4 MM, 1 MM ET 45 μ M	117
FIGURE 5.8 : MELANGE OPAQUE DE BAUXITE HUMIDE.....	118

FIGURE 5.9 : ÉCHANTILLONS DE BILLES DE VERRE : 4 MM, 1 MM ET 45 μ M.....	120
FIGURE 5.10 : ILLUSTRATION DU RAPPORT ENTRE LE DIAMETRE DES PARTICULES ET CELUI DES SOUSVERSES	122
FIGURE 5.11 : SCHEMA D’ALIMENTATION DE LA BAUXITE DANS LE CLASSIFICATEUR	124
FIGURE 5.12 : PROBLEMES LIES A L’INJECTION DIRECTE	125
FIGURE 5.13 : CONE DE DIFFUSION	126
FIGURE 5.14 : DIMENSIONS DU CONE DE DIFFUSION (EN MM).....	127
FIGURE 5.15 : POSITIONNEMENT ET DIMENSIONS DES SOUSVERSES	128
FIGURE 5.16 : CONFIGURATION DE LA PLAQUE DE DIFFUSION ET ILLUSTRATION DES GICLEURS	129
FIGURE 5.17 : ENSEMBLE DU CER	131
FIGURE 5.18 : PHOTO DU CER	132
FIGURE 5.19 : ALIMENTATION CER.....	133
FIGURE 5.20 : VALVE A PINCEMENT.....	134
FIGURE 5.21 : PHOTO DES QUATRE SOUSVERSES CER	135
FIGURE 5.22 : PHOTO DE LA PREMIERE VERSION DE LA PLAQUE DE DIFFUSION	136
FIGURE 5.23 : SCHEMA DE LA PLAQUE DE DIFFUSION ET DU PLENUM	137
FIGURE 5.24 : ENSEMBLE DU MONTAGE EXPERIMENTAL DU CER	139
FIGURE 5.25 : POMPE VIS EXCENTREE	140
FIGURE 5.26 : ILLUSTRATION DE L’ALIMENTATION EN SOLIDE-LIQUIDE PAR LA VALVE A TROIS VOIES	141
FIGURE 5.27 : POSITIONNEMENT DE LA CELLULE DE CHARGE SOUS LE CER.....	142
FIGURE 5.28 : LOGICIEL DE MAINTENANCE ANDOOM	144
FIGURE 5.29 : CYCLES DES VALVES DE SOUSVERSES	148
FIGURE 5.30 : DEBIT MASSIQUE DE SOLIDE EN FONCTION DE LA VITESSE DU MOTEUR	150
FIGURE 5.31 : BOUCLE D’OPTIMISATION PAR SIMULATION NUMERIQUE	154
FIGURE 5.32 : GEOMETRIE DES CLASSIFICATEURS	156

FIGURE 5.33 : MAILLES ET NŒUDS	158
FIGURE 5.34 : DEUX EXEMPLES DE MAILLAGE VOLUMIQUE	159
FIGURE 5.35 : LOCALISATION DES CONDITIONS LIMITES	160
FIGURE 5.36 : ILLUSTRATION DE LA PRESSION HYDROSTATIQUE	163
FIGURE 5.37 : ENTREE DANS LE DOMAINE	168
FIGURE 5.38 : DEBIT D'ALIMENTATION	170
FIGURE 5.39 : IMPULSIONS DEBIT PLENUM	171
FIGURE 5.40 : PAROI ADHERENTE VS PAROI ANTIADHERENTE	172
FIGURE 5.41 : CONDITION LIMITE OUVERTURE	173
FIGURE 5.42 : CONDITIONS LIMITES SOUSVERSE	174
FIGURE 5.43 : INTERFACE	176
FIGURE 5.44 : OUVERTURE DES SOUSVERSES	177
FIGURE 5.45 : INITIALISATION DU LIT DE SOLIDE	178
FIGURE 5.46 : DISCRETISATION DU DOMAINE EN VOLUMES FINIS.....	182
FIGURE 5.47 : ALGORITHME CFX®.....	184
FIGURE 5.48 : VISUALISATION DE LA FRACTION VOLUMIQUE SOLIDE.....	187
FIGURE 6.1 : ÉVOLUTION DE LA VISCOSITE SOLIDE EN FONCTION DE Ω	194
FIGURE 6.2 : FLUIDISATION D'UN LIT SOLIDE.....	195
FIGURE 6.3 : INTERFACE FINES PARTICULES ; CAS EXPERIMENTAL.....	196
FIGURE 6.4 : INTERFACE FINES PARTICULES ; CAS NUMERIQUE	197
FIGURE 6.5 : COMPARAISON EXPERIMENTALE/NUMERIQUE SUR LA SEPARATION DES PARTICULES A 14 L/MIN.....	198
FIGURE 6.6 : COMPARAISON EXPERIMENTALE/NUMERIQUE SUR LA SEPARATION DES PARTICULES A 10 L/MIN.....	200
FIGURE 6.7 : COMPARAISON EXPERIMENTALE/NUMERIQUE SUR LA SEPARATION DES PARTICULES A 12 L/MIN.....	201
FIGURE 6.8 : COMPACTION DE LA BAUXITE.....	203

FIGURE 6.9 : COMPACTION DES BILLES DE VERRE	203
FIGURE 6.10 : ÉTUDE DE COMPACTION ENTRE LA BAUXITE ET LES BILLES DE VERRE	204
FIGURE 6.11 : COMPARAISON DE DEUX MELANGES SOUMIS A UNE VITESSE DE ROTATION	207
FIGURE 6.12 : INFLUENCE DU DEBIT DU PLENUM SUR LA SEPARATION SOLIDE-LIQUIDE	210
FIGURE 6.13 : INFLUENCE DU DEBIT PLENUM SUR LA SEPARATION SOLIDE-LIQUIDE.....	212
FIGURE 6.14 : EXTRACTION DU MELANGE SOLIDE-LIQUIDE PAR LA SOUSVERSE SELON LE TEMPS D'OUVERTURE.....	213
FIGURE 6.15 : INFLUENCE DE LA HAUTEUR DU LIT DE SOLIDE SUR LA SEPARATION SOLIDE- LIQUIDE.....	215
FIGURE 6.16 : EXTRACTION DU MELANGE SOLIDE-LIQUIDE PAR LA SOUSVERSE SELON LA HAUTEUR DE LIT	216
FIGURE 6.17 : POURCENTAGE DE FINES PARTICULES VS TEMPS D'OUVERTURE VS DEBIT PLENUM POUR UNE HAUTEUR DE LIT DE 10 CM.....	218
FIGURE 6.18 : POURCENTAGE DE FINES PARTICULES VS TEMPS D'OUVERTURE VS DEBIT PLENUM POUR UNE HAUTEUR DE LIT DE 15 CM.....	219
FIGURE 6.19 : POURCENTAGE DE FINES PARTICULES VS TEMPS D'OUVERTURE VS DEBIT PLENUM POUR UNE HAUTEUR DE LIT DE 20 CM.....	221
FIGURE 6.20 : PLAN D'EXPERIENCE QUANTITE DE FINES PARTICULES A LA SOUSVERSE	227
FIGURE 6.21 : COMPARAISON VISUELLE DES TESTS A 5 CLASSES DE PARTICULES.....	233
FIGURE 6.22 : SIMULATIONS NUMERIQUES DU CLASSIFICATEUR INDUSTRIEL : VARIATION DU DEBIT DU PLENUM	237
FIGURE 6.23 : SIMULATIONS NUMERIQUES DU CLASSIFICATEUR INDUSTRIEL : VARIATION DU TEMPS D'OUVERTURE DES VALVES DE SOUSVERSES.....	240
FIGURE 6.24 : SIMULATIONS NUMERIQUES DU CLASSIFICATEUR INDUSTRIEL : VARIATION DE LA HAUTEUR DE LIT	243
FIGURE 6.25 : SIMULATIONS NUMERIQUES DU CLASSIFICATEUR INDUSTRIEL : VARIATION DU POURCENTAGE DE SOLIDE A L'ALIMENTATION	245

FIGURE 6.26 : SIMULATIONS NUMERIQUES DU CLASSIFICATEUR INDUSTRIEL : VARIATION DU NOMBRE DE SOUSVERSES	248
FIGURE 6.27 : RESULTATS DE LA SIMULATION NUMERIQUE : VARIATION DU NOMBRE DE SOUSVERSES	248
FIGURE 6.28 : SIMULATIONS NUMERIQUES DU CLASSIFICATEUR INDUSTRIEL : VARIATION DU DIAMETRE DES SOUSVERSES	249
FIGURE 6.29 : RESULTATS DE LA SIMULATION NUMERIQUE : VARIATION DU DIAMETRE DE SOUSVERSES	250
FIGURE 6.30 : PROCEDE D'OPTIMISATION KNIME®	254
FIGURE 6.31 : OPTIMISATION PAR SIMULATION NUMERIQUE ET <i>MACHINE LEARNING</i> EN PARALLELE	255
FIGURE 6.32 : PROCESSUS DE TRAITEMENT KNIME®	257
FIGURE 6.33 : ÉTAPE DE PREDICTION KNIME®	259
FIGURE 6.34 : ALGORITHME DE PREDICTION	260
FIGURE 6.35 : PREDICTION DU DEBIT DE PARTICULES FINES A LA SOUSVERSE	262

NOMENCLATURE

Romain

A	Surface (m ²)
a	Accélération (m.s ⁻²)
Ar	Nombre d'Archimède
C	Amortissement (kg.s ⁻¹)
c	Module de compaction
C_d	Coefficient de trainée
d	Diamètre (m)
$d_{coupure}$	Diamètre de coupure (m)
d_p	Diamètre particule (m)
e_{ss}	Coefficient de restitution
F	Force tangentielle (N)
F	Grandeur
f	Densité volumique
F_a	Force d'attraction (N)
$F_{Archimède}$	Force d'Archimède (N)
F_{ext}	Forces extérieures (N)
$F_{friction}$	Force de friction (N)
$F_{gravité}$	Force de gravité (N)
$F_{liquide}$	Force liquide (N)
G	Module d'élasticité granulaire
G_0	Module d'élasticité de référence (module de Young) (Pa)
g	Accélération gravitationnelle (N.m ² .kg ⁻²)
g_0	Fonction de distribution radiale

H	Hauteur du lit (m)
h	Écart entre les particules (m)
I_{2D}	Deuxième invariant du tenseur de contrainte
K	Rigidité (N.m ⁻¹)
K	Constante empirique
K_n	Rigidité normale (N.m ⁻¹)
K_s	Rigidité tangentielle (N.m ⁻¹)
K_{sl}	Coefficients d'échange interphase
m	Masse (kg)
m_p	Masse particule (kg)
n	Constante empirique
n_c	Nombre de cercles décrivant le contour intérieur de la particule
P_l	Pression liquide (Pa)
P_s	Pression solide (Pa)
$P_{s.cin}$	Pression cinétique de la phase solide (Pa)
$P_{s.coll}$	Pression de collision de la phase solide (Pa)
ΔP	Différentiel de pression (Pa)
R_c	Rayon respectif de chaque cercle décrivant le contour intérieur de la particule (m)
R_{circ}	Rayon du cercle circonscrit (m)
Re	Nombre de Reynolds
Re_s	Nombre de Reynolds particulaire
R_{insc}	Rayon du cercle inscrit (m)
r_p	Rayon particule (m)
s	Densité volumique du terme source
S_{flot}	Terme source de flottabilité
t	Temps (s)

t_0	Temps initial (s)
v	Vitesse (m.s ⁻¹)
v_e	Vitesse du liquide à l'alimentation (m.s ⁻¹)
V_f	Volume du fluide (m ³)
V_{mf}	Vitesse minimale de fluidisation (m.s ⁻¹)
$V_{particule}$	Volume de la particule (m ³)
V_q	Volume de la phase q (m ³)
V_s	Volume solide (m ³)
v_s	Vitesse de sédimentation (m.s ⁻¹)
v_{st}	Vitesse de sédimentation terminale (m.s ⁻¹)
V_t	Volume total (m ³)

Grecque

α_q	Fraction volumique de la phase q
α_{sm}	Fraction volumique solide maximale au seuil de fluidisation
γ	Déformation de cisaillement (s ⁻¹)
$\dot{\gamma}$	Taux de cisaillement (s ⁻¹)
$\gamma_{liquide}$	Tension superficielle du liquide (N.m ⁻¹)
ϵ	Coefficient de restitution
Σ	Terme source
μ	Viscosité dynamique (Pa.s)
μ^*	Intensité du frottement

$\mu_{liquide}$	Viscosité dynamique liquide (Pa.s)
μ_s	Viscosité dynamique de la phase solide (Pa.s)
$\mu_{s,col}$	Viscosité de collision de la phase solide (Pa.s)
$\mu_{s,fr}$	Viscosité de friction de la phase solide (Pa.s)
$\mu_{s,kin}$	Viscosité cinétique de la phase solide (Pa.s)
λ	Viscosité de volume (Pa.s)
φ	Fraction volumique
φ	Densité de flux
φ_{max}	Compaction maximale
Φ	Flux net
ϕ	Angle de friction interne (°)
ρ	Masse volumique (kg.m ⁻³)
ρ_m	Densité de mélange (kg.m ⁻³)
$\rho_{particule}$	Densité de la particule (kg.m ⁻³)
ρ_{ref}	Densité de référence (kg.m ⁻³)
σ	Tenseur quelconque
θ	Angle de la section mouillée (°)
θ_s	Température granulaire (m ² .s ⁻²)
τ	Contrainte de cisaillement (Pa)
$\bar{\tau}$	Tenseur de contraintes visqueuses (Pa)
τ_y	Constante empirique
Ω	Volume quelconque (m ³)
ω	Coefficient d'augmentation de la viscosité
ν	Viscosité cinématique (m ² .s ⁻¹)

DÉDICACE

À ma sœur Céline, qui malgré la distance, est toujours proche de moi.

« Voir un monde dans un grain de sable... »

William Blake

REMERCIEMENTS

Je tiens à remercier Guy Simard, co-directeur du présent projet de recherche et coordonnateur du partenariat RT-UQAC, de m'avoir accueilli dans son laboratoire pendant plus de 4 ans, mais également pour sa disponibilité, ses précieux conseils et surtout de m'avoir transmis sa connaissance de la science. Je remercie également Romain Chesnaux, professeur à l'UQAC et directeur du présent projet de doctorat, pour son encadrement, ainsi que pour le professionnalisme et la rigueur qu'il m'a transmis tout au long de cette thèse.

Un grand merci à l'équipe de l'UQAC travaillant pour le partenariat en matières premières et tout particulièrement à Éric Lemay, ami proche, et technicien en génie chimique pour sa contribution lors des essais expérimentaux, pour ses bonnes idées et les bons moments que l'on a passés ensemble. Merci également à Pascal Vandal, technicien en génie mécanique, pour son aide dans la conception et la construction du montage expérimental.

Merci également à la société Rio Tinto (RT) et le Centre de recherche et de développement d'Arvida (CRDA) pour son support financier et l'expertise technique des techniciens et des chargés de projets. Merci à Damien Boudeville, qui a débuté ce projet, pour son appui et son suivi technique. Merci également à Lou Perrachon et Tobie Cercllet d'avoir pris la suite du projet, et qui ont permis son aboutissement. Un merci au gouvernement du Canada et au gouvernement du Québec pour leur soutien financier avec la bourse universitaire MITACS.

Un profond merci à mes deux amis les plus proches, Marie-Pier Levasseur Ouellet et Thomas Roger, pour avoir cru en moi, et pour leur soutien quotidien tout au long de cette épreuve. Un merci tout particulier à Roxanne Imbeau pour avoir illuminé chaque journée de ce doctorat par son sourire et sa bonne humeur. Finalement, un immense merci à ma famille pour ses encouragements et son soutien à distance.

CHAPITRE 1. INTRODUCTION

L'aluminium est un produit industriel des plus demandés. Du fait qu'il est léger, résistant, malléable, non corrosif et recyclable, il est utilisé dans de nombreux secteurs tels que l'automobile, la construction ou l'alimentaire. La production mondiale d'aluminium n'a cessé d'augmenter au cours des dernières années pour atteindre 60 millions de tonnes en 2018 alors qu'elle était de 40 millions de tonnes en 2009 (MacKenzie, 2019). L'aluminium constitue en moyenne 8% de la masse des matériaux de la surface solide de la planète, ce qui fait de lui le métal le plus présent sur la Terre. Cependant il n'existe pas sous forme pure et doit être extrait de la bauxite, un minerai composé d'oxyde hydraté d'aluminium (alumine) de silice et d'oxyde de fer. Pour une quantité de quatre à cinq tonnes de bauxite, il est extrait deux tonnes d'alumine qui permettront de produire une tonne d'aluminium. L'alumine est extraite de la bauxite par le procédé Bayer, inventé en 1887 par Karl-Joseph Bayer, puis est utilisée dans le procédé Hall-Héroux qui consiste à réaliser l'électrolyse de l'aluminium (Boivin, 2004), (Bouchard, 2017). La grande quantité de bauxite nécessaire à la production de l'aluminium engendre une production mondiale de minerai bauxitique d'environ 300.53 millions de tonnes pour l'année 2018. Cette production provient de plusieurs pays dont les trois principaux sont l'Australie avec 25.4% de la production mondiale de bauxite, la Chine avec 23.7% et la Guinée avec 17% (MacKenzie, 2019). La bauxite est extraite dans les mines. Dans le cas qui nous intéresse, la roche extraite est alors envoyée en usine d'enrichissement où elle subit un lavage permettant d'une part de retirer les résidus autres que la bauxite et d'autre part l'élimination

de la partie la plus fine du minerai qui rend la manutention difficile et qui engendre des difficultés de procédé et des coûts additionnels pour les usines d'alumine. La séparation entre les particules fines (environ 45 microns) et grossières s'effectue une première fois à l'aide de cyclones. Les cyclones sont des unités technologiques utilisant la force centrifuge créée par la rotation rapide du fluide pour séparer les fines particules solides. Le fluide en rotation emporte les particules fines tandis que les plus lourdes chutent au fond du réservoir dû à leur poids (Debacq, 2019). Par la suite, la bauxite subit un deuxième processus de séparation solide-liquide afin de retirer davantage de particules fines. À cette étape, la séparation s'effectue par décantation sous l'effet de la gravité et d'un fluide ascendant. Le processus s'effectue à l'intérieur de classificateurs qui sont de grands réservoirs pouvant atteindre plusieurs mètres de hauteur et de diamètre. Le mélange de bauxite et d'eau est introduit dans le réservoir par une alimentation située en haut du classificateur ; le mélange une fois rendu dans la partie basse subit le processus de séparation où un lit fluidisé s'est formé. Les particules fines sont poussées dans la partie supérieure du classificateur par le fluide ascendant provenant d'une chambre sous pression (plénium) située dans le fond du classificateur, puis s'écoulent par la surverse. Au même moment, les particules d'un diamètre élevé décantent dans le fond du réservoir puis sont évacués au travers de sousverses. La Figure 1.1, illustre le fonctionnement du classificateur. La bauxite humide récupérée aux sousverses se dirige par la suite dans un système d'assèchement où une partie de son eau lui est retirée. La bauxite enrichie est alors transportée à l'aide de convoyeurs vers des wagons qui font le voyage jusqu' au port, puis est stockée dans des minéraliers qui se dirigent vers les différentes raffineries du monde.

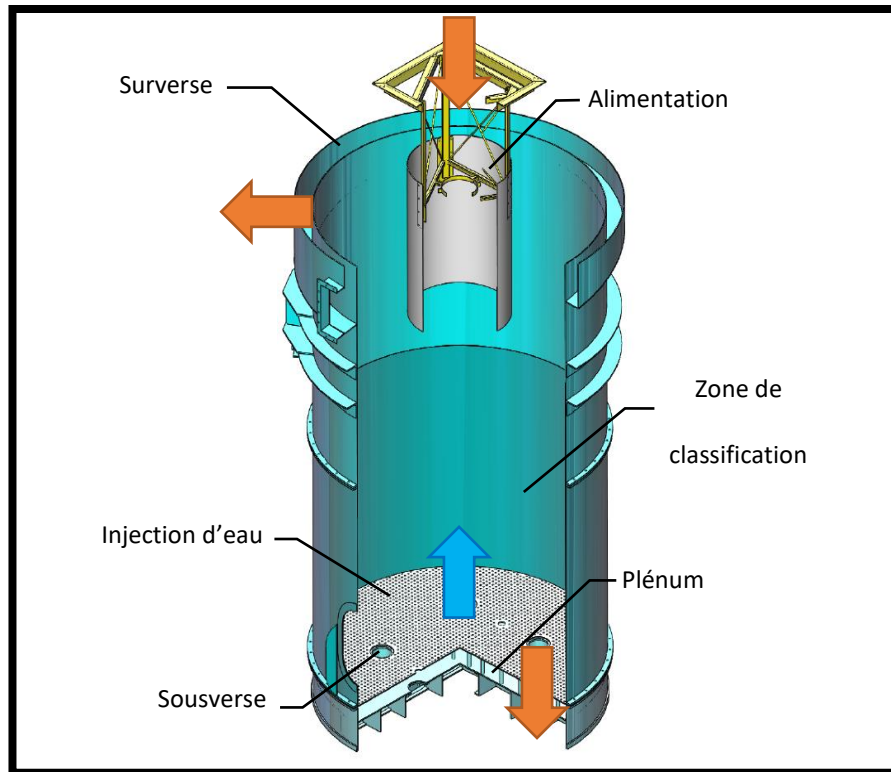


Figure 1.1 : Classificateur à lit fluidisé

© Pascal Vandal

1.1. PROBLÉMATIQUE

La distance que la bauxite parcourt de la mine jusqu'aux raffineries est gigantesque. En effet, dans la mine d'Andoom en Australie (Lesclous, 1999), plus de 20 millions de tonnes de bauxite par année circulent dans l'usine d'enrichissement puis par voie ferroviaire et maritime avant de subir le procédé d'extraction de l'alumine. La bauxite d'Andoom est essentiellement traitée en Chine et au Queensland en Australie (CRDT, 2010). Lors de son parcours, des problèmes de manutention apparaissent.

Le premier problème survient entre le système d'assèchement et le stockage dans les wagons. Lorsque la bauxite humide est envoyée dans un réservoir de stockage avant d'être déposée dans les wagons, elle parcourt cette distance à l'aide de convoyeurs qui arborent une certaine pente, comme illustré sur la Figure 1.2, afin de pouvoir arriver au sommet du réservoir de stockage. Cependant, lorsque la bauxite est très humide, les risques de glissement augmentent et la bauxite qui était en haut du convoyeur glisse vers le bas sous l'effet de la gravité. La bauxite humide se retrouve donc de nouveau au début du convoyeur. Ce problème engendre une alimentation discontinue des wagons ainsi qu'un bourrage de bauxite à la base du convoyeur qui subit un surpoids sur les premiers rouleaux et dans le pire des cas un arrêt du système.



Figure 1.2 : Convoyeur-usine Andoom

© Damien Boudeville

Le second problème mécanique apparaît lors du transport par voie maritime (Deluzarche, 2019). Le minerai constitué de fines poussières qui n'ont pas pu être retirées

lors du processus d'enrichissement est transporté en vrac dans les soutes de minéraliers (Figure 1.3). La cargaison qui semble sèche est en réalité humidifiée à cause de l'eau infiltrée entre les fines particules de bauxite (eau interstitielle). La matière peut alors se comporter comme une énorme masse liquide qui oscille d'un côté à l'autre de la cale selon le mouvement des vagues. Lorsque ce mouvement d'oscillation s'amplifie par résonance oscillatoire, le bateau est déstabilisé et peut alors chavirer brusquement. Des chavirements se sont déjà produits dans le passé (Reports, 2020), occasionnant une diminution de la production de bauxite, notamment due à l'interruption de l'expédition durant le temps de l'enquête, causant ainsi des pertes matérielles et financières colossales.



Figure 1.3 : Minéralier

© Damien Boudeville

Dans les deux cas de figure, le glissement de bauxite dans les convoyeurs ainsi que les chavirements de minéraliers, les problèmes de manutention interviennent à cause de la présence des fines particules qui n'ont pu être retirées lors du processus de classification

fait en amont et qui donne une consistance trop liquide pour le mélange de bauxite et d'eau. L'élimination des fines particules n'a pas seulement l'avantage d'améliorer les propriétés de manutention de la bauxite et donc de réduire les problèmes qui en découlent, mais elle permet aussi de réduire l'utilisation de la soude caustique consommée dans le procédé Bayer lors de l'élimination de la silice présente dans la bauxite. En effet, le pourcentage massique de silice est de façon générale plus important dans les fines particules. Ces dernières offrent un moins bon rendement lors de l'extraction de l'alumine, puisque la silice contenue réagit avec la soude caustique, ce qui constitue une perte.

Présentement, à l'usine Andoom en Australie, encore 10% de la masse totale du mélange de bauxite et d'eau est constitué de fines particules. Les classificateurs actuellement en place n'étaient pas conçus pour traiter le débit croissant de production de bauxite et la séparation des particules fines et grossières n'est plus optimale. Pour réduire les risques de problèmes de manutention, les opérateurs à l'usine de bauxite gèrent de manière manuelle le fonctionnement du classificateur en diminuant l'alimentation de bauxite et en augmentant la quantité d'eau. Cependant, cette manière de procéder ne permet pas une opération stable du classificateur, ce qui met à risque la productivité de l'équipement, et est très coûteuse étant donné l'énorme quantité d'eau requise pour la séparation solide-liquide. De plus, d'un point de vue écologique, l'Australie est un des pays les plus arides au monde ; l'eau pour l'usine Andoom provient des nappes phréatiques qui ne sont pas inépuisables (OCDE, 2007). L'usine n'est pas prête à changer la méthode de classification de la bauxite, compte tenu du coût de tels équipements en regard de la vie restante de cette mine, mais est plutôt à la recherche d'une meilleure compréhension du

fonctionnement de cet équipement en vue d'améliorer le procédé d'élimination des fines particules dans les classificateurs.

Le projet de recherche s'articule donc autour du classificateur présent en usine. Cet équipement de séparation solide-liquide présente l'avantage d'être modulable au niveau des conditions d'opération, mais aussi au niveau de certaines de ses composantes. En effet, les débits d'alimentation de bauxite et d'eau sont modifiables par les opérateurs et il en va de même pour le temps d'ouverture des sousverses. De plus, la géométrie du puits d'alimentation peut être également modifiée. En optimisant le processus de séparation des particules dans le classificateur, on souhaite éliminer le reste des fines particules et de réduire ou éliminer les problèmes de manutention qui interviennent durant le transport. Cette approche serait un gain d'un point de vue opérationnel, logistique, écologique et financier. Actuellement, les modèles mathématiques présents dans la littérature ne permettent pas de représenter adéquatement le processus de séparation des particules ainsi que les interactions entre ces dernières. Le développement d'un modèle mathématique est donc nécessaire, étant donné que l'utilisation de cet équipement dans l'industrie de la bauxite est unique au monde.

1.2. OBJECTIFS

Le projet de recherche a pour objectif principal d'optimiser la séparation des particules fines et grossières d'une suspension de bauxite pisolitique d'un classificateur à lit fluidisé en modifiant des conditions d'opération et/ou la géométrie du classificateur. Les variables

et paramètres considérés pour l'étude sont la siccité à l'alimentation, le débit à l'alimentation ainsi que celui d'eau au plénum (Figure 1.1), la géométrie du puits d'alimentation ainsi que celle des sousverses et la séquence et le temps d'ouverture de ces dernières. Les objectifs spécifiques du projet sont donc les suivants :

- **Développer** un modèle mathématique capable de représenter l'écoulement d'un fluide multiphasique solide-liquide validé par les mesures expérimentales (corrélation empirique). Ce modèle a pour but de décrire les mécanismes d'interaction entre les particules dans l'ensemble du classificateur.
- **Concevoir** un montage expérimental représentant le classificateur à échelle réduite (CER) afin d'observer le processus de classification des particules.
- **Caractériser** l'impact des paramètres d'entrée (fraction solide à l'alimentation, variation du débit d'eau du plénum, configuration du puits d'alimentation, cycle d'ouverture des valves) sur les paramètres de sortie (caractéristique du fluide à la sousverse et surverse).

1.3. MÉTHODOLOGIE

La méthodologie de ce projet se divise en trois volets. Le premier volet est le développement d'un modèle mathématique 3D multiphasique qui permet de décrire les mécanismes d'interaction entre les particules. Le deuxième volet est une étude expérimentale, réalisée sur un classificateur à échelle réduite (CER), pour déterminer les paramètres des corrélations empiriques pour les sous-modèles d'interaction des particules

ainsi que pour observer le comportement de la suspension de pisolites dans le lit fluidisé. Le dernier volet utilise la simulation numérique pour valider le modèle mathématique en comparant les résultats obtenus numériquement et les observations effectuées sur le CER ainsi que les données d'usine. Ce volet permet de réaliser une étude paramétrique permettant de caractériser l'impact des paramètres d'entrée sur ceux de sortie, et le tout à moindre coût.

Le modèle mathématique phénoménologique représente l'écoulement du fluide multiphasique en régime transitoire. Le fluide granulaire étant constitué d'eau et de particules solides de plusieurs diamètres, l'étude est basée sur les équations multiphasiques aux dérivées partielles représentant chaque phase. À l'intérieur de ces équations, plusieurs lois de comportement existent, que ce soit pour définir le comportement d'une phase, mais aussi pour définir la relation entre deux phases (échanges interphasiques). Afin de représenter l'interaction entre les particules, deux approches distinctes existent : la théorie cinétique des gaz et les corrélations empiriques. La première approche est applicable lorsque le lit fluidisé est gazeux ; la théorie cinétique des gaz est l'extension à une plus grande échelle des molécules de gaz au niveau macroscopique, mais est cependant difficilement applicable à un mélange solide-liquide du fait du coefficient de restitution, rapport entre les vitesses relatives après et avant l'impact, qui est quasiment nul en milieu aqueux. Le projet privilégie donc les corrélations empiriques dont l'élaboration sera basée sur les mesures expérimentales réalisées sur le classificateur à échelle réduite. Le but de la recherche est donc d'être capable de représenter adéquatement la séparation des particules dans un lit fluidisé solide-liquide à l'aide d'un modèle mathématique basée sur des

corrélations empiriques, elles-mêmes fondées sur les résultats obtenus en laboratoire. Les corrélations sont implémentées dans le modèle mathématique, ce dernier est résolu par simulation numérique et les résultats obtenus seront comparés à l'expérimental pour valider les corrélations.

L'étape numérique consiste à résoudre les équations différentielles présentes dans les modèles mathématiques et à comparer les résultats à l'expérimental. Ces équations sont solutionnées numériquement dans ANSYS® CFX®, un logiciel de mécanique des fluides numériques, qui utilise la méthode Euler-Euler pour résoudre de façon approximative les équations aux dérivées partielles. La simulation numérique utilise une géométrie en 3D représentant le classificateur avec ses quatre sousverses (« *underflow* » en anglais) ainsi que la surverse (« *overflow* » en anglais), l'alimentation et le plénum (Figure 1.1). Par la suite, la configuration permet de constituer un domaine multiphasique comportant une phase liquide (eau) et 5 phases solides (5 classes granulométriques de 45 microns à 9 mm) où les corrélations empiriques sont implémentées dans la définition des phases ainsi que dans les échanges interphasiques afin de représenter les interactions entre les particules. La comparaison avec l'expérimental s'effectue au niveau des sorties du classificateur en analysant la siccité, la granulométrie et le débit dans les deux cas. Les données sont analysées de manière quantitative et par traitement d'image. Par la suite, les corrélations empiriques développées pour représenter les interactions entre les particules sont implémentées dans la simulation numérique et les résultats obtenus par ordinateur sont comparés aux résultats expérimentaux. Cette comparaison permet de confirmer la validité des corrélations empiriques.

L'étape expérimentale permet de tester le comportement de la suspension de pisolite dans le classificateur à échelle réduite. Les variables d'étude sont principalement la fraction solide et la distribution granulométrique qui sont affectées à la sousverse et à la surverse du classificateur. Lors de l'étude, l'objectif est d'analyser l'impact qu'ont eu les paramètres d'entrée sur ceux de sortie. Les paramètres d'entrée sont les suivants :

- Variation du débit du plénum : le débit d'eau passant par la chambre du plénum peut être modifié ; cela a une influence sur le lit fluidisé (dilution du solide) et sur la vitesse ascensionnelle des particules fines.
- Alimentation : le débit d'alimentation peut varier ainsi que sa fraction solide. Le débit solide reste fixe (contrainte en usine), mais le débit d'eau peut augmenter pour réduire la fraction solide à l'alimentation et donc augmenter le débit total.
- Cycle d'ouverture des valves : afin d'optimiser l'extraction de solide par la sousverse du classificateur en ayant le moins de particules fines, il est bon de trouver le meilleur temps d'ouverture des valves.

Une fois l'analyse de l'impact des paramètres d'entrée sur les variables de sortie terminée (comparaison quantitative), une optimisation sur le choix des variables à paramétrer dans le mode opératoire est effectuée afin que la quantité de fines à la sousverse soit la plus minime possible.

1.4. TRAVAUX ANTÉRIEURS

La séparation des particules selon leur granulométrie effectuée à l'intérieur des classificateurs occupe une grande partie dans l'industrie minière, et particulièrement dans le cas de l'usine d'Andoom, car les particules fines causent de nombreux problèmes et leur élimination est devenue une priorité. Le meilleur moyen de remédier à ce problème est l'étude de l'interaction des particules lors du processus de séparation solide-liquide et précisément dans la zone basse du classificateur où se forme un lit fluidisé dense. Cependant, très peu de publications concernent la fluidisation de particules solides par un liquide et encore moins sur les procédés de classification à échelle industrielle. En effet, la majorité des recherches effectuées s'articule autour d'un mélange de particules solides et de gaz. En industrie, et particulièrement dans l'agroalimentaire et le médical, la grande quantité de produits sous forme de granules est envoyée d'un point A à un point B par tuyauterie alimentée par un débit d'air constant. Les granules suivent le fluide porteur jusqu'à se retrouver à la zone de stockage. De plus, pour la fluidisation, l'air est majoritairement choisi, du fait qu'il n'y a pas de risque de dissolution de la matière et qu'il laisse cette dernière sèche. Il existe cependant dans la littérature bon nombre d'études sur la séparation solide-liquide qui portent sur l'établissement de modèles mathématiques multiphasiques qui permettent de représenter le déplacement du fluide granulaire qui peut s'effectuer dans le réservoir. De plus, l'étude des lits fluidisés est courante dans la littérature et reste pertinente pour notre projet, car elle permet de comprendre les interactions des particules dans les différentes zones du classificateur. Dans cette section, une revue de la littérature sera brièvement parcourue concernant les travaux portant sur le

modèle mathématique multiphasique, les fluides granulaires et les lits fluidisés. Cet ensemble d'études porte en grande partie sur les phénomènes physiques ayant lieu à l'intérieur du classificateur et constitue un point de départ important pour ce projet.

1.4.1. DESCRIPTION DES PARTICULES

Chaque année, plusieurs milliards de tonnes de matériaux granulaires sous forme de grains et de poudres sont manipulées, représentant jusqu'à 70% de la masse des matières premières de l'industrie mondiale. De plus, 10% des dépenses énergétiques mondiales correspondent aux transports de ce type de matière. Malgré l'importance des matériaux granulaires dans l'industrie moderne, il n'est toujours pas possible de définir de manière catégorique leurs propriétés. Seules des connaissances empiriques basées sur l'expérimental sont disponibles à ce jour. Les propriétés des particules peuvent être décrites de manière géométrique ou encore mécanique et sont à l'origine d'une des difficultés principales pour la modélisation du fluide particulaire. Les matériaux granulaires sont souvent constitués de plusieurs classes de particules, deux catégories se distinguent : les grains et les poudres. Les grains sont en général des particules dont la taille excède 0.5 mm ; ils sont principalement soumis à leur poids et aux lois de frottement lors de contacts durables. L'autre catégorie est beaucoup plus fine et de taille inférieure à 45 μm . Ces micrograins, lorsqu'ils sont dans un liquide, sont principalement sujets aux forces de cohésion et sont principalement transportés par le mouvement du fluide. Un des moyens de décrire un fluide granulaire est par la morphologie de ses particules ; c'est une propriété géométrique fondamentale. Plusieurs critères existent pour décrire la forme des particules

telles que la rondeur ou la circularité (Mollon, 2015). Dans notre projet, la bauxite utilisée à une forme quasiment sphérique. Ce type de bauxite est appelé pisolite et présente en général une rondeur et une circularité proche de 1.

Le second moyen pour décrire un fluide granulaire est l'étude de sa granulométrie. La granulométrie est la distribution des particules présentes dans le fluide particulaire par leur taille. La granulométrie peut être constante (monodispersée) avec un seul diamètre de particules ou encore composée de particules avec des diamètres différents (polydispersée). Lorsque le fluide se compacte, un empilement des particules se crée jusqu'à un point de compaction maximal plus élevé dans les fluides granulaires polydispersés dû au fait que les fines particules remplissent les espaces entre les plus grosses particules. Comme le montre l'étude de Farr et al. (Farr & Groot, 2009), un fluide granulaire monodispersé ne peut aller au-delà de 63% de fraction volumique solide lors de la compaction. Alors que dans le cas d'un polydispersé, ses résultats montrent une fraction volumique solide atteignant plus de 80% (Santiso, 2002). Dans le classificateur, la compaction maximale n'est jamais vraiment atteinte sauf dans les zones mortes. Cependant, le fait d'avoir une granulométrie polydispersée intervient directement sur les interactions entre particules.

1.4.2. INTÉRACTION ENTRE PARTICULES

Les écoulements de fluides particuliers en milieu dense sont caractérisés principalement par l'interaction entre les particules. Ces écoulements sont fortement présents dans le monde industriel et apparaissent par exemple dans les pipelines, les

décanteurs ou encore les lits fluidisés. Bon nombre de recherches portent sur ce sujet comme le montre l'étude de Randrianarivelo (Randrianarivelo, 2005) qui a pour objectif de développer un modèle de simulation numérique afin de calculer les interactions hydrodynamiques entre le fluide et les particules. Cependant, ce modèle n'est viable qu'à faible concentration de solide car il n'a aucune dépendance vis-à-vis de la concentration solide. Dans ce genre d'application, les contraintes mécaniques sont transmises par le cisaillement de la matière et l'échange de quantité de mouvement lors de contacts durables entre les particules. Or, lorsque la quantité de matière solide est faible, l'échange entre les particules est considéré nul et le fluide particulaire se comporte davantage comme le fluide continu qui le compose. Il existe donc plusieurs types d'écoulement du fluide granulaire dû aux collisions entre les particules dépendamment de la quantité de solide et du temps de contact entre ces dernières (Brennen, 2005). Un moyen de caractériser les collisions dans un fluide granulaire est par une fonction de distribution radiale. Cette fonction évolue en fonction de la quantité de matière solide ou encore en fonction de la turbulence comme le montre l'étude de Kuerten et al. (Kuerten & Vreman, 2016). Plus la valeur de la fonction est élevée, plus le nombre de collisions est élevé.

Dans un lit fluidisé, il y a des régions avec une concentration plutôt faible de particules et des régions avec des concentrations élevées de particules. Le lit peut être décrit par deux régimes de débit, le régime visqueux et le régime de friction. En régime visqueux, les contraintes cinétiques et collisionnelles dominent. Le régime de frottement se produit à des concentrations élevées de particules et dans ce régime, le comportement du fluide est décrit par le frottement entre les particules. Dans le cas d'un classificateur comme celui du

projet actuel, la fraction de solide varie de quasiment nulle à une valeur élevée lorsque la compaction est maximale. Dans la partie haute du classificateur, le fluide est majoritairement composé d'eau et se comporte comme cette dernière ; les particules ne se touchent quasiment jamais. Dans la partie centrale, une zone transitoire apparaît où des collisions binaires deviennent de plus en plus présentes. Ces impacts entre les particules sont caractérisés par le coefficient de restitution, rapport entre les vitesses relatives après et avant l'impact, qui constitue un des paramètres les plus importants lors de la collision des systèmes granulaires comme le prouve l'étude d'Acary et al. (Vincent Acary, 2004) . Dans la partie inférieure du classificateur, la suspension de bauxite est compactée offrant une forte densité. Les collisions dans cette région sont multiples et le contact entre les particules est durable. Dans le cas d'un mélange solide-liquide, en plus des forces de friction, s'ajoutent les contraintes visqueuses qui engendrent une force de cohésion due à un pont liquide entre les particules (Koerich Daniela, 2018). C'est d'autant plus vrai dans le cas de ce projet où l'eau joue un rôle de liant entre les particules les plus fines, ce qui rend difficile le processus de séparation.

1.4.3. LIT FLUIDISÉ

La classification des particules est étudiée depuis des années. Un mélange de particules de plusieurs diamètres peut être séparé facilement par des tapis, mais est peu applicable à des systèmes en industrie continue. Les lits fluidisés sont donc un équipement largement utilisé dans l'industrie pour le traitement des particules. Les lits fluidisés peuvent utiliser un gaz, généralement de l'air, et sont privilégiés pour les particules qui requièrent

un traitement sec et propre. D'autres types de lits fluidisés utilisent un liquide pour mettre en suspension les particules, habituellement de l'eau, surtout dans le secteur minier, où la forte densité permet de soulever les plus gros grains. Les deux principales utilisations des lits fluidisés sont le mélange de particules, et inversement la séparation de ces dernières selon leurs tailles. Le mélange de particules s'effectue à haute vitesse, assez pour que le fluide déplace toutes les particules et ait des mouvements aléatoires. Pour la séparation des particules, le lit fluidisé est opéré à la vitesse de fluidisation minimum des particules, c'est-à-dire lorsque les forces du fluide sont assez fortes pour équilibrer le poids des particules et donc les maintenir en suspension. Dans un mélange de deux types de particules, fines et grosses, sous une certaine vitesse d'opération, les particules de gros diamètres ont tendance à se diriger vers le bas du lit fluidisé alors que les poudres (faible diamètre) se dirigent davantage sur le dessus de la suspension (Tanaka, 1996). Pour un mélange avec une large plage granulométrique comme celle du projet, la vitesse d'opération du fluide dans le classificateur joue un rôle primordial dans la récupération des fines particules ; la vitesse ascendante du fluide est directement confrontée au poids des particules et détermine donc la taille minimale des particules qui seront récupérées à la sousverse. La logique dirait donc qu'avec une vitesse de fluide très élevée, mais en dessous du seuil de mixage, toutes les particules fines se trouveraient à la surverse du décanteur. Or dans ce projet, les contraintes environnementales et budgétaires limitent l'utilisation d'eau. La quantité d'eau requise pour avoir une vitesse ascendante élevée serait alors trop importante causant la dégradation de l'environnement ainsi que des coûts trop onéreux.

La plupart des études utilisent une suspension de billes de verre et un lit fluidisé à parois transparentes afin d'observer le comportement des particules. Cette méthode fut utilisée dans les travaux de Tanaka et Xuqiso (Tanaka, 1996), mais aussi ceux de Corona (Corona, 2008).

1.4.4. MODÈLE MATHÉMATIQUE MULTIPHASIQUE

Les flux à plusieurs phases se produisent dans de nombreuses opérations dans les secteurs chimiques, pétroliers, et miniers. Plusieurs opérations des unités de génie chimique, telles que la séparation et le mélange des particules, implique un écoulement multiphasique.

L'approche la plus connue pour modéliser un fluide granulaire multiphasique est la théorie cinétique élaborée par Gidaspow (D. Gidaspow, 1994), (D. Gidaspow, 1992). La théorie cinétique appliquée au granulaire décrit l'interaction entre les particules et est basée sur la théorie cinétique des gaz. Elle clarifie de nombreux concepts physiques, tels que la viscosité des particules et la pression des solides représentés par différents modèles. Elle introduit aussi de nouvelles variables, par exemple la fraction volumique de la phase dispersée ou encore la température granulaire qui représente l'ampleur des déplacements des particules qui constituent la phase (Goldhirsch, 2008). La fluidisation est décrite comme un phénomène de transport, basé sur les principes de conservation de la masse, de la quantité de mouvement et de l'énergie pour chaque phase. Deux types d'interaction sont décrits par les modèles mathématiques. L'interaction entre les particules et la phase

continue est décrite par des modèles de traînée, dont plusieurs ont été développés à cet effet. Les principaux modèles de traînée existant sont celui de Gidaspow, recommandé en milieu dense, et celui de Syamlal O'Brien, plus généraliste. L'étude de Lundberg (Joachim Lundberg, 2015) affirme que dans un lit fluidisé comme celui de ce projet, le modèle de traînée de Gidaspow est le plus adapté.

Cependant, la théorie cinétique représente difficilement le second type d'interactions : particule-particule. Pour cela, une seconde approche, empirique, permet de représenter le comportement de suspensions qui a été étudié expérimentalement. L'effet sur la viscosité de la suspension dépend de la fraction solide et de la viscosité du liquide en suspension. Les études précédentes montrent que les relations couramment utilisées pour la viscosité de la suspension, qui ne comprennent que la fraction solide et une fraction solide maximale, ne sont généralement pas valables et nécessitent un développement plus approfondi faisant entrer en jeu d'autres variables telles que le diamètre des particules, le type de matériaux ou encore la rugosité en surface des grains (Konijn, Sanderink, & Kruyt, 2014). Dans ce projet, l'approche empirique est utilisée et est basée sur les résultats obtenus en laboratoire. Le fait d'utiliser l'approche empirique présente aussi un avantage lors de la simulation numérique, car la théorie cinétique demande un temps de calcul beaucoup plus long pour la résolution des équations présentes dans le modèle mathématique. De plus, le temps de résidence du classificateur avoisinant les 30 minutes, l'approche par la théorie cinétique demanderait beaucoup trop de temps de calcul pour obtenir des résultats exploitables.

1.4.5. SIMULATION NUMÉRIQUE

Un modèle multiphasique de Mécanique des Fluides Numérique (MFN) en trois dimensions (3D) avec extension d'écoulement granulaire peut être utilisé pour simuler un lit fluidisé solide-liquide. Les simulations numériques sont évaluées qualitativement et quantitativement par comparaison avec les données expérimentales. Les effets du maillage, du pas de temps et des critères de convergence sont étudiés. En général, les prévisions du modèle MFN dans un mélange solide-gaz correspondent aux données expérimentales et montrent une tendance correcte de la séparation des particules (Dimitri Gidaspow & Chaiwang, 2013). Cependant, dans un flux multiphasique solide-liquide dense, les interactions entre les phases sont compliquées à représenter. Dans la plupart des travaux effectués cités dans la littérature, la ségrégation du flux solide-liquide dense a été simulée en utilisant la méthode des volumes finis.

Les simulations peuvent s'effectuer sur le logiciel ANSYS® Fluent® comme les travaux de Cornelissen et al (Cornelissen, Taghipour, Escudie, Ellis, & Grace, 2007), mais sont limitées dans le temps et dans le dimensionnement. En effet, pour avoir un temps de calcul raisonnable sous Fluent®, une étude en deux dimensions est recommandée. Or, le projet de recherche actuel nécessite une étude en 3D. L'étude de la séparation des particules se déroulera donc sur le logiciel ANSYS® CFX®.

Afin de résoudre le modèle mathématique, deux approches sont possibles afin d'aboutir à une solution. Les approches Euler-Euler et Euler-Lagrange ont donc été appliquées. Dans

l'approche Euler-Euler, les phases continue et dispersée sont traitées comme des phases interpénétrées (Chalaturnyk, 2005). Or, dans la méthode Euler-Lagrange, la phase dispersée est suivie à l'aide de l'approche Lagrangienne. Le choix d'une méthode par rapport à l'autre dépend des régimes d'écoulement (flux gaz-liquide, liquide-liquide, gaz-solide, solide-liquide) et de la fraction volumique de la phase dispersée. De manière générale, le modèle Euler-Euler convient pour un fluide granulaire avec une fraction volumique élevée de la phase dispersée (phase solide) et le modèle Euler-Lagrange est applicable à la situation où la fraction volumique de la phase dispersée est faible, généralement inférieure à 10% (Jeff Ma, 2008), (H. Enwald, 1995). Une simulation multiphasique Euler-Euler a été donc réalisée pour le flux solide-liquide dense présent dans le classificateur. Simuler le comportement d'un flux solide-liquide dense, ce qui constitue un défi, est important. Cela permettrait de trouver les conditions d'opérations qui optimiseraient la séparation des particules dans un lit fluidisé sans pour autant effectuer les essais à échelle industrielle, ce qui serait extrêmement coûteux.

1.5. ORIGINALITÉ DE LA RECHERCHE

Dans le projet de recherche actuel, l'aspect original et la contribution scientifique s'articulent autour de l'optimisation d'un classificateur pour la séparation solide-liquide des particules de bauxite de type pisolitique. Premièrement, le classificateur étudié dispose d'une technologie nouvelle ; la chambre sous pression qui envoie de l'eau par le bas du réservoir ajoute un flux ascendant supplémentaire lors de la séparation des particules. De plus, il dispose de quatre sorties qui s'ouvrent successivement afin d'assurer la décharge

du solide. Ce type de classificateur n'est pas répertorié dans la littérature et nécessite donc une nouvelle étude. Le second aspect original de la recherche porte sur le matériel qui est utilisé. En effet, le type de bauxite utilisée est constitué de particules quasiment sphériques, appelées pisolites, avec une plage granulométrique très étalée, de 45 microns à 22 millimètres. Les propriétés rhéologiques des pisolites changent en y ajoutant de l'eau pour se comporter comme un fluide granulaire. Ce qui amène au dernier point, le développement d'un modèle mathématique. En effet, l'utilisation de ce matériel granulaire est peu connue dans un liquide, et aucun modèle mathématique présent dans la littérature ne donne des résultats satisfaisant sur le comportement de ce type de fluide. Il est donc nécessaire de développer un modèle mathématique capable de représenter la séparation des particules dans un lit fluidisé en prenant en compte toutes les interactions, que ce soit entre solides ou entre solide et liquide. La géométrie du classificateur, son mode de fonctionnement, le très fort débit d'opération, le type de matériel utilisé et le modèle mathématique permettent d'affirmer que ce projet à un aspect novateur et permettra de déposer une pierre au sommet de l'édifice des recherches scientifiques.

CHAPITRE 2. BAUXITE PISOLITIQUE

L'aluminium est un des métaux les plus présents sur la planète Terre. Cependant, il n'existe pas à l'état natif dans l'environnement, mais se retrouve sous forme d'oxyde dans différents minerais. Son principal minerai est la bauxite, utilisée dans le procédé Bayer pour extraire l'alumine, qui par la suite servira à la fabrication de l'aluminium. La bauxite a été découverte en 1821 par le scientifique Pierre Berthier dans la commune des Baux-de-Provence situé dans les Bouches-du-Rhône en France. Durant des années, elle prit plusieurs noms pour obtenir finalement son appellation de « bauxite » par Henry Sainte-Claire Deville en 1861. Il existe plusieurs formes de bauxite à travers le monde dont l'une d'elles est la pisolite.

2.1. CARACTÉRISTIQUES DE LA BAUXITE PISOLITIQUE

La pisolite désigne des agrégats de bauxite qui forment des structures sphériques appelées pisolites. Le terme pisolite vient du latin *pisum* (XVIII^e siècle) qui signifie « pois » dû à la forme de ce minerai. La sphéricité des particules de pisolite s'explique par la succession des périodes sèches et humides des climats tropicaux présents en Australie. Durant la période sèche, les particules de bauxite sont réduites en une poussière principalement constituée d'oxyde de fer. En période humide, cette poussière vient se coller sur les grains de bauxite plus gros, car l'oxyde de fer est rapidement mobilisé dû à l'humidité (Bohi, 2010). La répétition des saisons arides et pluvieuses permet alors la formation de particules quasiment sphériques de différentes tailles, comme montrées à la

Figure 2.1. Les propriétés de la bauxite pisolitique telle que sa composition chimique, sa granulométrie, sa densité et sa morphologie sont présentées dans cette section.



Figure 2.1 : Minerai de bauxite pisolitique

© Éric Lemay

2.1.1. COMPOSITION CHIMIQUE DE LA BAUXITE PISOLITIQUE

La bauxite est une roche latéritique composée principalement d'oxydes de fer, d'hydrates d'alumine, de silice ainsi que d'autres éléments en plus faible quantité. Elle est connue pour sa couleur rouge, due à la présence d'oxyde de fer (Fe_2O_3), mais il existe des bauxites grises, blanches ou roses. Sa composition chimique varie énormément selon la provenance du minerai et sa teneur en alumine oscille entre 30 et 65%. Dans les régions tropicales, comme dans la mine à ciel ouvert de Weipa en Australie, l'alumine contenue dans la bauxite est présente sous deux formes : la gibbsite ($\text{Al}(\text{OH})_3$) et la boehmite ($\text{AlO}(\text{OH})$), présentes en forte quantité, à hauteur de 65-70% p/p. Les bauxites à forte

teneur en alumine, plus de 60%, sont considérées de très grande qualité et sont très économiques à traiter, car la quantité de résidus sortant par tonne d'alumine sera moindre. Le Tableau 2.1, représente la composition chimique moyenne de la bauxite à Weipa (Taylor, 2008) sans les composants mineurs (quantité inférieure à 1 ppm).

Tableau 2.1 : Composition chimique de la bauxite Weipa (composants majeurs)

Phase minéralogique	Formule	Pourcentage massique (%p/p)
Gibbsite	$\text{Al}(\text{OH})_3$	49.5
Boehmite	$\text{AlO}(\text{OH})$	13.8
Quartz	SiO_2	0.5
Hématite	Fe_2O_3	9.8
Kaolinite	$\text{Al}_2\text{Si}_2\text{O}_5(\text{OH})_4$	4.8
Anatase	TiO_2	2.2

2.1.2. GRANULOMÉTRIE

La granulométrie est l'étude statistique de la distribution des tailles de particules d'un fluide granulaire. La granulométrie des particules de bauxite de type pisolitique peut varier de quelques microns pour les plus petites, jusqu'à plusieurs centimètres pour les gros grains. La granulométrie est très différente selon la région d'extraction du minerai et nécessite dans certains cas à la bauxite pisolitique de subir un procédé d'enrichissement qui permet d'éliminer les particules les plus fines. La bauxite pisolitique présente dans ce projet de doctorat en est le cas. En effet, la poussière de pisolite est majoritairement constituée de silice et n'est donc pas rentable dans le procédé d'extraction de l'alumine, en

plus de causer des problèmes de manutention durant le transport. La granulométrie de la pisolite de la mine Andoom à Weipa peut varier de moins de 45 μm jusqu'à 25-30 mm. Plus de 20% des particules se situent en dessous de 45 μm , et c'est cette classe de particules que le procédé de séparation vise à éliminer. La répartition granulométrique de la bauxite pisolitique présente dans la mine d'Andoom à Weipa est représentée à la Figure 2.2 :

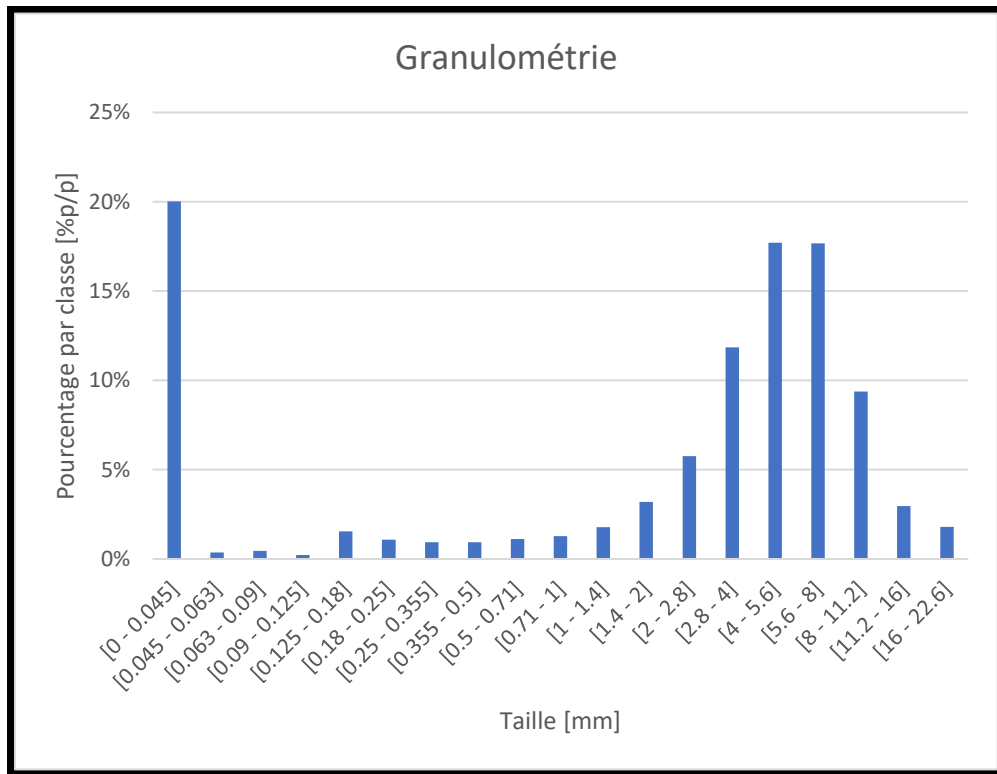


Figure 2.2 : Distribution granulométrique de la bauxite pisolitique dans la mine d'Andoom

© JKTech

2.1.3. DENSITÉ

La densité moyenne des particules solides de bauxite varie entre 2000 et 2550 kg/m³ (Hutchison, 2005), et celle de la pisolite est généralement d'environ 2400 kg/m³. Cependant, il est préférable d'utiliser la méthode de remplacement au sable pour mesurer la densité de la bauxite pisolitique (Yoro, 1992) qui est une technique officiellement certifiée par Australian Standards Council (Australia, 2004) pour mesurer la densité de la bauxite dans les gisements australiens.

2.1.4. MORPHOLOGIE

La principale particularité de la bauxite pisolite est la morphologie de ses grains. Des descripteurs permettent de quantifier la forme de la particule à partir de photographies. Plusieurs photographies sont prises d'un même grain sous différents angles, obtenant ainsi des descripteurs pour chaque image. Il suffit par la suite de faire la moyenne des valeurs obtenues pour chaque descripteur. Les deux principaux moyens de description d'une particule sont la rondeur (2.1) et la circularité (2.2) comme le stipule Guihem Mollon (Mollon, 2015) :

$$Rondeur = \frac{\sum R_c}{n_c \cdot R_{insc}} \quad (2.1)$$

$$Circularité = \sqrt{\frac{R_{insc}}{R_{circ}}} \quad (2.2)$$

où R_c est le rayon respectif de chaque cercle décrivant le contour intérieur de la particule, n_c le nombre de cercles décrivant le contour intérieur de la particule, R_{insc} le rayon du cercle inscrit et R_{circ} le rayon du cercle circonscrit.

La rondeur et la circularité d'un grain de bauxite pisolitique provenant de la mine d'Andoom à Weipa ont respectivement été calculées tel qu'illustré à la Figure 2.3 et Figure 2.4.

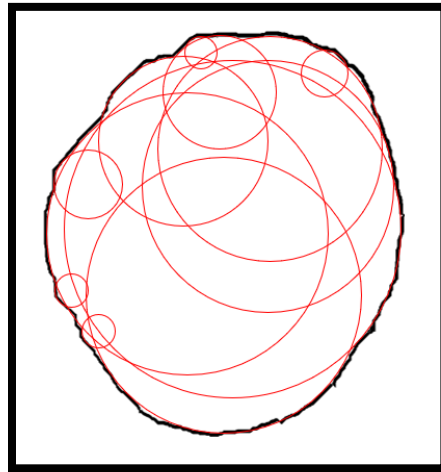


Figure 2.3 : Rondeur

© Thomas Grillot

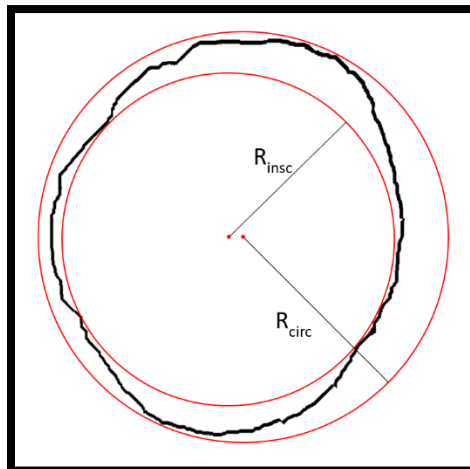


Figure 2.4 : Circularité

© Thomas Grillot

La rondeur calculée pour le grain, présenté à la Figure 2.3, est égale à 0.51. Sur l'échelle des arrondis de Powers (Nadler, 2013), cette valeur se situe dans la plage « arrondie » ce qui stipule l'absence d'angularité. Pour la circularité, la valeur obtenue est 0.9 sachant que 1 signifie un disque parfait. La forme générale de la particule s'approche donc d'une sphère.

2.2. PROCÉDÉ D'EXTRACTION DE LA BAUXITE PISOLITIQUE

Le procédé d'extraction de la bauxite pisolitique se trouvant à la mine Andoom à Weipa en Australie permet d'enrichir le minerai, c'est-à-dire d'enlever les impuretés ainsi que les particules fines qui rendent la manutention et le transport problématique. Ainsi, cette étape d'enrichissement est importante et permet d'avoir un coût économique beaucoup plus faible lors de l'extraction de l'alumine. Le cheminement de la bauxite de la mine jusqu'aux minéraliers est illustré à la Figure 2.5, et chaque étape sera décrite dans cette section.

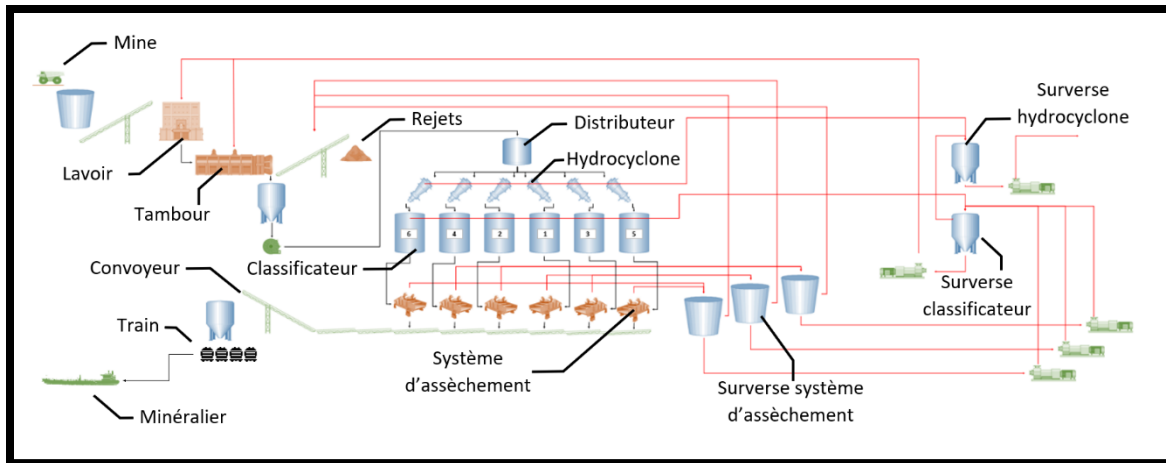


Figure 2.5 : Procédé d'extraction de la bauxite pisolitique

© Damien Boudeville

Les éléments de couleur verte sur la Figure 2.5, représentent les moyens de transport. Les éléments en gris et bruns désignent tout ce qui est stockage ou procédé de séparation solide-liquide de la bauxite pisolitique. Les flèches noires représentent le cheminement que parcourt le mélange de bauxite humide tandis que les flèches rouges désignent le parcours de l'eau.

2.2.1. MINE DE BAUXITE

Cette étape consiste à extraire le minerai du gisement de bauxite. La bauxite pisolite est ramassée en surface de la mine à ciel ouvert à l'aide d'immenses râpeaux (Figure 2.6), puis entassée en monticules. Par la suite, une pelle mécanique vient charger le minerai dans des camions spécialement conçus pour assurer un déversement constant de la bauxite sur une zone de déchargement. En effet, le réservoir des véhicules lourds s'ouvre vers le bas,

laissant s'écouler la bauxite de manière graduelle à travers une grille de la zone de déchargement (Figure 2.7 et Figure 2.8). La seule contrainte à respecter lors de cette étape est de ne pas mettre les camions en surcharge, car cela cause une usure excessive des pneus qui doivent être remplacés plus souvent et au vu de leur taille (10 pieds de diamètre), occasionne des frais élevés. La bauxite est alors stockée dans un premier réservoir (étape « mine » à la Figure 2.5) avant de se diriger à l'étape suivante.



Figure 2.6 : Mine de bauxite à ciel ouvert Andoom

© Damien Boudeville



Figure 2.7 : Déchargement

© Damien Boudeville

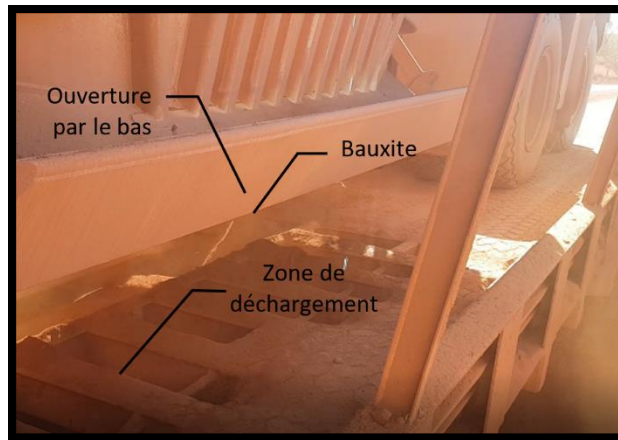


Figure 2.8 : Camion de bauxite

© Damien Boudeville

2.2.2. LAVOIR

Par la suite, le minerai est alors acheminé par convoyeur dans un lavoir, en anglais « *run-of-mine* » (ROM), afin de subir un prétraitement et de rendre la bauxite humide à l'aide de gicleurs. L'eau des gicleurs provient en partie des différentes surverses. En effet, afin de limiter la consommation d'eau dans l'usine, la surverse des cyclones, classificateurs et systèmes d'assèchement est mélangée avec de l'eau brute avant d'être envoyée dans le lavoir ou le tambour (Figure 2.5).

2.2.3. TAMBOUR

Lors de cette étape, la bauxite subit une première séparation qui permet de nettoyer le minerai (étape « tambour » de Figure 2.5). En plus d'humidifier de nouveau la bauxite, le tambour, en anglais « *scrubber* », permet de retirer les principales impuretés de grande

taille telles que les branches d'arbres ou les racines qui sont envoyées par la suite sur un monticule de rejet (étape « rejets » de Figure 2.5) à l'aide d'un convoyeur (Figure 2.9). Le tambour est un énorme cylindre horizontal en rotation. L'action de levage des particules le long des parois suivie d'une chute de ces dernières, combinée à l'action de l'eau permet de poncer, frotter et humidifier le maximum de minerai, tout en éliminant le maximum de déchets. Le tambour est représenté à la Figure 2.10.



Figure 2.9 : Convoyeur de rejets

© Damien Boudeville



Figure 2.10 : Tambour

© Damien Boudeville

2.2.4. HYDROCYCLONES

La bauxite humide nettoyée par le tambour est envoyée à l'aide d'une pompe centrifugeuse au sommet d'un édifice afin de profiter de l'effet de la gravité pour effectuer un enchainement de procédés de séparation solide-liquide. Le mélange de bauxite humide arrive dans un premier temps jusqu'à un distributeur à six sorties, aussi appelé octopus (étape « distributeur » de Figure 2.5). Le distributeur est une unité qui permet de diviser de manière égale le débit du mélange de bauxite et d'eau, avant de l'envoyer vers les hydrocyclones (étape « hydrocyclone » de Figure 2.5). Le distributeur est représenté à la Figure 2.11.

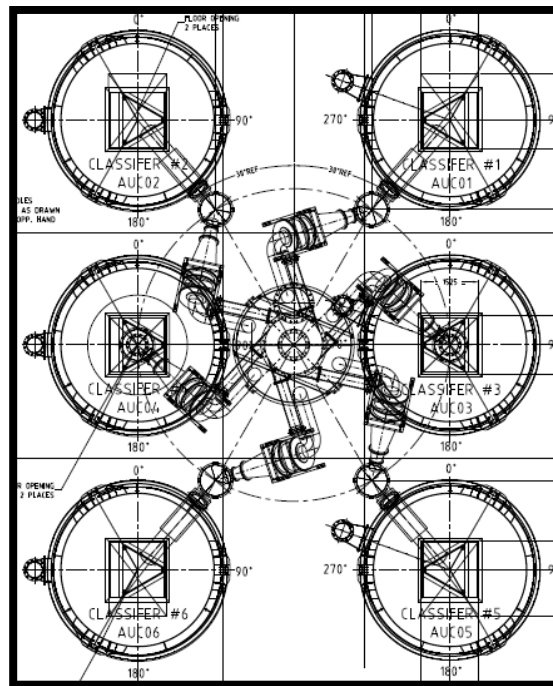


Figure 2.11 : Répartition par le distributeur

© Damien Boudeville

Un sixième du débit total de l'usine est envoyé dans chaque hydrocyclone afin d'optimiser la séparation solide-liquide. Les hydrocyclones sont situés en amont des classificateurs afin d'effectuer une première classification des particules selon leur taille. Une grande partie des fines particules sont retirées du mélange par la surverse, en anglais « *overflow* » (O/F), et sont envoyées dans un réservoir annexe (étape « surverse hydrocyclone » de Figure 2.5). En plus de la classification, l'hydrocyclone permet d'augmenter la densité du mélange. À l'entrée de l'hydrocyclone, le mélange de bauxite humide est à 63% solide poids/poids. Après traitement, la surverse est à $\pm 31\%$ solide poids/poids alors que la sousverse, en anglais « *underflow* » (U/F) a une fraction massique de $\pm 70\%$. La sousverse obtenue se dirige alors vers les classificateurs afin de subir un deuxième procédé de classification (étape « classificateur » de la Figure 2.5).

2.2.5. CLASSIFICATEURS

La classification ou séparation solide-liquide des particules selon leur taille, a pour objectif d'éliminer les plus fines d'entre elles par la surverse, et d'obtenir une fraction solide élevée à la sousverse du classificateur (Figure 2.12). Le mélange de bauxite humide est amené au classificateur à un débit de ± 765 t/h avec une fraction solide massique de 66.33%. Lorsque le mélange de bauxite arrive dans le réservoir, encore 14% de sa masse est constituée de particules inférieures à $45\ \mu\text{m}$. Afin d'extraire les fines particules du mélange, un flux ascendant d'eau provenant du plénum entre par le bas du réservoir à ± 195 t/h et achemine une partie de la granulométrie non désirée à la surverse, obtenant un surnageant à $\pm 25\%$ de fraction solide à un débit de ± 230 t/h. La décantation produite sous

l'effet de la gravité, couplée au flux ascendant d'eau, permet d'obtenir une sousverse à $\pm 62\%$ solide poids/poids avec $\pm 10\%$ de particules fines à un débit de ± 700 t/h. La Figure 2.13 représente le fonctionnement du classificateur. Plusieurs facteurs influencent le pourcentage de fines particules à la sousverse tels que la fraction solide à l'alimentation, le débit d'eau du plénum, la quantité de solide en suspension et le temps d'ouverture des sousverses. L'un des objectifs de ce projet est de trouver les paramètres d'opération optimaux afin de diminuer davantage le pourcentage de particules fines à la sousverse.



Figure 2.12 : Classificateurs de l'usine d'Andoom

© Damien Boudeville

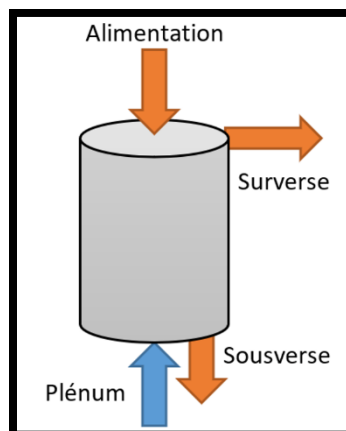


Figure 2.13 : Schéma de la classification

© Thomas Grillot

2.2.6. SYSTÈME D'ASSÈCHEMENT

La fraction grossière de la bauxite obtenue à la sousverse du classificateur est ensuite acheminée à un système d'assèchement où une partie de l'eau du mélange est retirée (étape « système d'assèchement » de la Figure 2.5). Les systèmes d'assèchement, en anglais « *dewatering screen* », situés en dessous de chaque classificateur, sont des tamis vibrants permettant d'éliminer rapidement une grande partie de l'eau du matériau granulaire. La sousverse obtenue aux systèmes d'assèchement a alors une fraction solide à plus de 80% et est acheminée à un réservoir de stockage à l'aide d'un convoyeur (étape « convoyeur » de la Figure 2.5). La surverse obtenue est envoyée dans des réservoirs de stockage ou elle sera recyclée afin d'humidifier la bauxite lors des premières étapes du procédé d'extraction.

2.2.7. TRANSPORT

La dernière étape du procédé d'extraction est le transport de la bauxite jusqu'aux raffineries. Lors de l'étape de transport, des problèmes de manutention apparaissent. Le projet de doctorat a pour objectif de limiter ces problèmes de transports qui sont dus à la présence de fines particules dans le mélange de bauxite humide.

2.2.7.1. TRANSPORT FERROVIAIRE

Le mélange de bauxite humide récupéré à la sortie des systèmes d'assèchement est envoyé dans un réservoir de stockage à l'aide d'un convoyeur (étape « convoyeur » de la Figure 2.5) avant d'être chargé dans des wagons en direction du port (Figure 2.14). La fréquence de départ est de 40 wagons à l'heure. La masse de bauxite par voyage est limitée à cause du trajet qu'effectue le train, qui passe sur un pont sur lequel une limite de poids s'applique (Figure 2.15).



Figure 2.14 : Chargement du minerai dans les wagons

© Damien Boudeville



Figure 2.15 : Pont en direction du port

© Damien Boudeville

2.2.7.2. TRANSPORT MARITIME

Une fois arrivée à la zone d'embarquement, la bauxite est chargée dans des minéraliers (étape « minéralier » de la Figure 2.5) qui permettront d'alimenter différentes raffineries à travers le monde. La zone portuaire de Weipa en Australie photographiée à la Figure 2.16, permet une expédition d'environ ± 30 millions de tonnes de bauxite par année.



Figure 2.16 : Zone portuaire de Weipa

© Damien Boudeville

CHAPITRE 3. RHÉOLOGIE DU MÉLANGE BAUXITE ET EAU

La rhéologie est la science qui étudie l'écoulement et la déformation de la matière. Elle permet d'étudier le comportement mécanique de la matière, c'est-à-dire la déformation de cette dernière sous l'effet de contraintes. La rhéologie couvre de larges domaines d'application tels que les matériaux plastiques, les fluides non newtoniens ou encore les matériaux granulaires. L'étude rhéologique dans cette section porte sur la suspension de bauxite pisolitique présente dans le classificateur à lit fluidisé.

3.1. RÉGIMES DES FLUIDES PARTICULAIRES

Les fluides particuliers sont un ensemble de particules qui interagissent entre elles lors de collisions dans un fluide. Les particules solides sont appelées phase dispersée tandis que le fluide est appelé phase continue. Le comportement d'un fluide particulaire varie principalement en fonction de la concentration de particules dont il est constitué, et peut s'assimiler à un gaz, un liquide ou encore un solide déformable (Y. F. a. O. Pouliquen, 2008; Troupin, 2005). Ces changements d'état sont dus aux forces d'interaction entre les particules qui sont de plus en plus fortes lorsque le pourcentage de solide dans le mélange est élevé (Xi Yu, 2013). Ainsi, trois régimes distincts permettent de décrire le comportement d'un fluide granulaire, représenté à la Figure 3.1. Lorsque la concentration de solide de la suspension de bauxite est faible, le mélange est dit dilué ; les particules interagissent entre elles par de simples collisions binaires et sont très agitées à cause de leur énergie cinétique élevée. L'écoulement du fluide est rapide et ressemble à celui d'un

gaz. Les particules du fluide granulaire peuvent être assimilées aux comportements des molécules d'un gaz. La théorie cinétique des fluides granulaires peut être appliquée dans ce type de régime que l'on nomme : régime collisionnel. Par la suite, quand la concentration de solide augmente, les contacts deviennent durables et les particules restent collées ensemble. Les collisions ne sont plus binaires (deux particules), mais multiples : une seule particule peut être en contact avec plusieurs autres au même instant. La force d'interaction entre les particules commence à augmenter fortement, mais reste inférieure à l'inertie de ces dernières. Il s'agit d'un cas de régime intermédiaire, qu'on appelle régime dense. Pour finir, lorsque la concentration de solide devient élevée, l'écoulement du fluide est ralenti et les déformations sont lentes. Les particules sont compactées et interagissent par des contacts durables, elles restent collées longtemps, et la friction devient une des forces dominantes. Lors de cet écoulement à très forte concentration solide, les forces d'interactions sont extrêmement présentes et le régime est dit quasi statique.

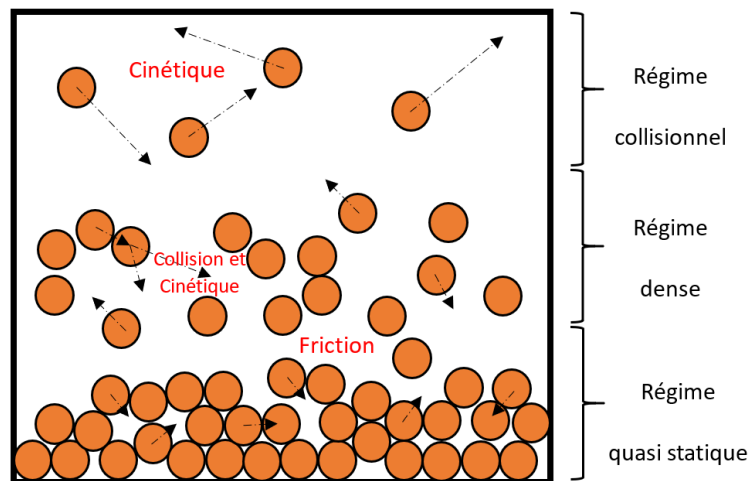


Figure 3.1 : Régimes d'un fluide granulaire

© Thomas Grillot

Le comportement du fluide granulaire ne varie pas seulement à cause de la concentration solide dans le mélange, même si cette dernière joue le premier rôle. La granulométrie, la rugosité en surface des particules, le matériau dont ces dernières sont constituées et le fluide où elles évoluent, influencent également le comportement du fluide granulaire. Dans le cadre de ce projet, le mélange de bauxite pisolitique aborde les trois régimes dans le classificateur. Dans la partie supérieure du réservoir, lorsque le fluide particulaire se dirige à la surverse, la concentration de solide avoisine les 25% poids/poids. De ce fait, cette zone du classificateur se trouve en régime collisionnel et le fluide particulaire se comporte comme de l'eau. Quand le fluide particulaire arrive dans le centre du classificateur, il rentre en contact avec le flux ascendant d'eau produit par le plénum, les particules sont mises en suspension ce qui crée un lit fluidisé. Dans le lit fluidisé, la concentration de solides est bien supérieure à celle de la surverse, mais pas encore assez élevée pour parler de compaction. Le régime établi dans cette zone est dense et c'est ici que la séparation des particules s'opère. Enfin, lorsque le fluide particulaire sort du réservoir par les sousverses, la concentration de solide avoisine les 62% poids/poids. Le fluide se comporte comme de la boue à haute densité (environ 1600 kg/m^3) et son déplacement est bien plus lent qu'à la surverse. Le mélange de bauxite dans le fond du réservoir est en régime quasi statique, d'où l'importance des quatre orifices de sousverse pour assurer un débit de 700 t/h.

3.2. NOTIONS DE RHÉOLOGIE DES FLUIDES PARTICULAIRES

Le classificateur à l'usine Andoom est alimenté avec une suspension composée de bauxite pisolitique et d'eau. L'étude rhéologique de cette suspension permet de déterminer son comportement dans le réservoir. Les propriétés rhéologiques du fluide granulaire qui sont étudiées dans cette section sont la déformation, le cisaillement et la viscosité.

3.2.1. DÉFORMATION ET CISAILLEMENT

Quand un fluide est mis en mouvement à l'aide de contraintes, il subit une déformation. Lorsque le fluide s'écoule en régime laminaire, il est assimilé à un empilement successif de lamelles, aussi appelées couches, qui glissent les unes sur les autres avec du frottement sans échange de matériel entre ces dernières. S'il y avait échange de matière, le régime d'écoulement serait dit turbulent. Le résultat de ce déplacement engendre des forces tangentielles sur chacune des couches que l'on nomme forces de cisaillement (Benslimane, 2013; Fontaine, 2012; Y. F. O. Pouliquen, 2009). Une manière de représenter ce phénomène est de faire le rapprochement avec un jeu de cartes empilées dont on pousserait la carte située au-dessus du paquet.

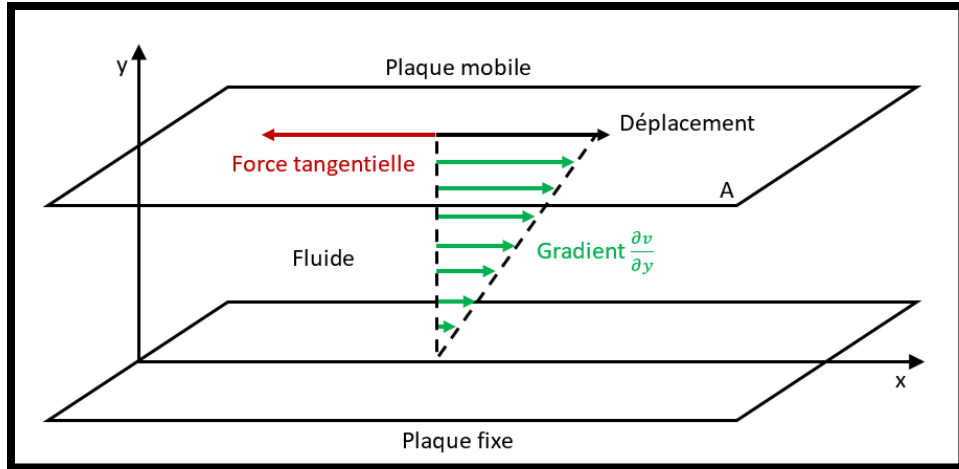


Figure 3.2 : Écoulement d'un fluide entre deux plaques

© Thomas Grillot

La contrainte de cisaillement τ , aussi appelée cission, exprimée en pascals (Pa), est le rapport de la force tangentielle F en newtons (N) sur la surface A en mètre carré (m^2) où cette dernière s'applique (3.1) :

$$\tau = \frac{F}{A} \quad (3.1)$$

Le gradient du déplacement entre les deux plaques $\frac{dv}{dy}$, représenté à la Figure 3.2, est appelé déformation de cisaillement γ . En dérivant la déformation de cisaillement par rapport au temps, on obtient alors le taux de cisaillement $\dot{\gamma}$, aussi appelé vitesse de cisaillement, définie comme une déformation par rapport au temps (3.2).

$$\dot{\gamma} = \frac{d\gamma}{dt} = \frac{d}{dt} \left(\frac{\partial v}{\partial y} \right) \quad (3.2)$$

Avec v la vitesse en (m.s^{-1}) et y la distance entre les deux couches en mètre (m).

3.2.2. VISCOSITÉ

La viscosité est un coefficient qui permet de définir le comportement rhéologique d'un fluide. Il caractérise l'ensemble des phénomènes de résistance lié au fluide lors de l'écoulement d'un fluide. Plus la viscosité d'un fluide est élevée et plus la liberté d'écoulement de ce dernier est faible, car il dissipe plus facilement son énergie lors de son écoulement dans son milieu. La viscosité peut être caractérisée par plusieurs types : la viscosité dynamique, la viscosité cinématique et la viscosité de volume.

3.2.2.1. VISCOSITÉ DYNAMIQUE

La viscosité la plus connue est la viscosité dynamique que l'on peut mesurer à l'aide d'un viscosimètre pour un liquide ou d'un rhéomètre pour les suspensions plus denses (Bonnoit, 2009). La viscosité dynamique μ dépend directement du cisaillement et s'exprime comme le rapport entre la contrainte de cisaillement et le taux de cisaillement (3.3). Son unité est en Pa.s ou encore en poise (P).

$$\mu = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \quad (3.3)$$

3.2.2.2. VISCOSITÉ CINÉMATIQUE

La viscosité cinématique est une grandeur dérivée de la viscosité dynamique. Elle est le rapport de la viscosité dynamique μ par la masse volumique du fluide ρ , représentée

à l'équation (3.4). De manière physique, elle représente la capacité du fluide à se répandre et à retenir ses particules. L'unité de la viscosité cinématique est en $\text{m}^2.\text{s}^{-1}$.

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (3.4)$$

3.2.2.3. VISCOSITÉ DE VOLUME

La viscosité de volume, en anglais « *bulk viscosity* », est un coefficient important lorsque le comportement rhéologique du fluide dépend fortement de la compressibilité de ce dernier. Elle est nommée λ et est exprimée en Pa.s. Dans le cas d'un fluide granulaire, la viscosité de volume exprime la résistance des particules à subir une expansion ou une compression. La mesure de la viscosité de volume est encore peu connue à ce jour et est l'objet de nombreuses études. Dans l'hypothèse où le fluide étudié est dit incompressible, alors la viscosité de volume est nulle.

3.2.3. COMPORTEMENT RHÉOLOGIQUE DES FLUIDES PARTICULAIRES

Le comportement rhéologique d'un fluide correspond à la relation qui existe entre la déformation de ce dernier et les contraintes qui lui sont appliquées. De manière mathématique il s'agit de trouver l'image, ici la contrainte de cisaillement, par rapport à son antécédent, le taux de cisaillement. La relation qui en découle est une fonction mathématique qui peut être très simple (par exemple linéaire), comme plus compliquée (par exemple non-linéaire), qui peut dépendre de l'historique d'écoulement du fluide ou

des conditions d'écoulement (Bonnoit, 2009; Fontaine, 2012). Dans cette section, seuls les fluides au comportement indépendant du temps seront traités et sont représentés à la Figure 3.3.

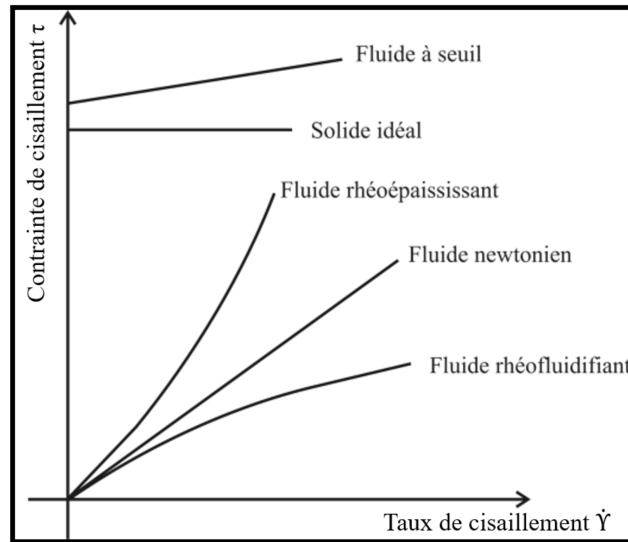


Figure 3.3 : Comportement rhéologique des fluides particuliers

© Thomas Grillot

3.2.4. FLUIDE À SEUIL

Le premier comportement étudié ici est celui des fluides à seuil. Le seuil de cisaillement τ_y correspond à la contrainte minimale de cisaillement τ qu'il faut appliquer au fluide pour qu'il commence à s'écouler. Lorsque la contrainte appliquée est inférieure à la valeur du seuil de cisaillement, le fluide est déformé, mais revient à sa forme initiale lorsque la contrainte est retirée. À contrario, quand la contrainte de cisaillement dépasse le seuil, le fluide s'écoule librement. De manière mathématique, le seuil de cisaillement correspond à l'ordonnée à l'origine de la fonction du comportement rhéologique du fluide,

non nulle. La valeur du seuil est d'autant plus élevée lorsque les interactions des particules sont importantes, car il faudra une contrainte supérieure à la force de cohésion pour mettre le fluide en mouvement.

3.2.4.1. FLUIDE NEWTONIEN

Le deuxième comportement étudié est celui des fluides newtoniens. Un fluide newtonien aborde un comportement sans seuil de cisaillement et la relation entre la contrainte et le taux de cisaillement est linéaire. De manière mathématique, cela se traduit par une droite passant par l'origine de la fonction du comportement rhéologique du fluide. De manière physique, un fluide newtonien a une viscosité constante. Peu importe la vitesse de déformation appliquée, le comportement du fluide sera toujours le même. Les fluides usuels de la vie courante comme l'eau, le miel ou encore les huiles minérales sont des fluides newtoniens.

3.2.4.2. FLUIDE NON NEWTONIEN

Le troisième comportement de fluide étudié est celui des fluides non newtoniens et comporte deux catégories : les fluides rhéoépaississants et les fluides rhéofluidifiants. Un fluide non newtonien n'a pas de seuil de cisaillement et la relation entre la contrainte et le taux de cisaillement n'est pas linéaire. Ce comportement signifie que la viscosité va évoluer selon la vitesse de déformation appliquée au fluide (Fermigier, 2009). De manière

mathématique, cela se traduit par des courbes plus ou moins complexes sur le graphique de la fonction du comportement rhéologique des fluides particuliers.

3.2.4.2.1. FLUIDE RHÉOÉPAISSISSANT

Un fluide rhéoépaississant a une viscosité qui augmente avec l'augmentation de la vitesse de déformation. De manière physique, cela signifie que plus le fluide est en mouvement, plus il sera difficile de le déplacer. Ce comportement apparaît notamment dans les fluides où les particules solides sont très présentes. Lorsqu'une contrainte est appliquée, les particules se regroupent, ce qui crée une résistance à l'écoulement. De manière mathématique, la courbe de la relation entre la contrainte et le taux de cisaillement sera convexe (Figure 3.3). 

3.2.4.2.2. FLUIDE RHÉOFLUIDIFIANT

Un fluide rhéofluidifiant a une viscosité qui diminue avec l'augmentation de la vitesse de déformation. De manière physique, cela signifie que plus le fluide est en mouvement, plus il sera facile de le déplacer. De manière mathématique, la courbe de la relation entre la contrainte et le taux de cisaillement sera concave (Figure 3.3).

3.2.4.3. MODÈLE DE COMPORTEMENT DES FLUIDES PARTICULAIRES

Afin de décrire le comportement rhéologique des fluides de manière mathématique et d'approximer au mieux ce dernier, des relations empiriques ont été développées. La plus simple de ces relations permet de décrire le comportement d'un fluide newtonien par une droite passant par l'origine du diagramme des comportements rhéologiques d'un fluide. Le modèle du fluide newtonien est représenté ci-dessous par l'équation (3.5) :

$$\tau = K\dot{\gamma} \quad (3.5)$$

En ajoutant une constante au modèle d'un fluide newtonien, on octroie au fluide un seuil de cisaillement τ_y . La relation obtenue est appelée modèle de Bingham (Kabouya, 2005) présentée à l'équation (3.6):

$$\tau = \tau_y + K\dot{\gamma} \quad (3.6)$$

En mettant le taux de cisaillement du modèle newtonien à la puissance n nous obtenons le modèle d'Ostwald-De Waele (3.7). Selon la valeur de n , l'équation décrira un fluide rhéoépaississant ou rhéofluidifiant.

$$\tau = K\dot{\gamma}^n \quad (3.7)$$

La dernière relation est une combinaison des modèles précédents. Le comportement rhéologique du fluide a un seuil de cisaillement ainsi qu'un taux de cisaillement à la

puissance n . Cette relation est présentée à l'équation (3.8) et se nomme modèle d'Herschel-Bulkley (Saasen Arild, 2020).

$$\tau = \tau_y + K\dot{\gamma}^n \quad (3.8)$$

Les coefficients τ_y , K et n , sont déterminés de manière empirique et leur valeur varie selon le fluide particulaire étudié.

Il existe d'autres modèles permettant de décrire de manière plus précise le comportement rhéologique des fluides en agrémentant les équations avec d'autres variables telles que la fraction volumique du solide. Par exemple, nous pouvons nommer les modèles de Carreau-Yasuda ou Cross-Williamson pour les comportements rhéologiques pseudo-plastiques (Benslimane, 2013).

Le comportement rhéologique du mélange de bauxite pisolitique et d'eau de ce projet a été assimilé à un modèle d'Herschel-Bulkley rhéofluidifiant. La diminution de la viscosité sous la vitesse de déformation est due à la présence des fines particules de bauxite qui font rouler les plus grosses d'entre d'elles emportant le fluide. L'entassement des particules qui aurait pu créer une résistance lors de l'écoulement du fluide est neutralisé par la présence des fines particules.

3.3. COMPACTION DES FLUIDES PARTICULAIRES

Un fluide particulaire est un ensemble de grains immergés dans un fluide. Dans le cadre de ce projet les grains sont les particules de bauxite pisolitique et le fluide est l'eau. Lorsque

la concentration de solide augmente la suspension de bauxite évolue vers un fluide visqueux et peut aller jusqu'à une compaction lorsque les particules rentrent en contact de manière durable.

3.3.1. FRACTION VOLUMIQUE

Pour caractériser les fluides granulaires, il est important de définir une variable qui permet de quantifier la concentration de solide dans la suspension : la fraction volumique. La fraction volumique φ correspond au rapport entre le volume de solide V_s et le volume total du fluide particulaire V_t (volume solide V_s plus volume du fluide V_f) et est décrit à l'équation (3.9) :

$$\varphi = \frac{V_s}{V_t} = \frac{V_s}{V_s + V_f} \quad (3.9)$$

On parle couramment de densité d'un fluide granulaire pour désigner sa fraction volumique solide. Un fluide ayant une quantité de solide fixe aura une densité plus importante dans un petit volume que dans un espace plus grand. La Figure 3.4, montre un exemple en 2D d'une quantité de solides égale dans les deux cas : 25 particules de diamètre 0.5mm. L'espace de gauche est un carré de 5 cm de côté, d'où une surface de 25 cm². Le carré de gauche de côté 3 cm a une surface 9 cm². En faisant le rapport de la somme des surfaces des particules sur la surface respective de chaque carré, on obtient une fraction volumique de 20% de particule pour le cas de gauche, alors que le cas de droite avoisine

55%. On conclut que le carré de 3 cm de côté a une densité bien plus élevée de solide que le carré de 5 cm de côté.

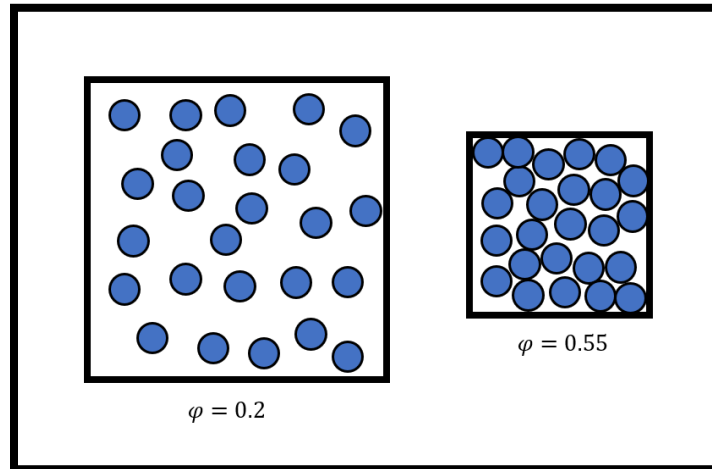


Figure 3.4 : Fraction volumique sur un exemple 2D

© Thomas Grillot

3.3.2. EMPILEMENT

La fraction volumique d'un solide augmente jusqu'à un certain seuil que l'on nomme compaction maximale. Pour un fluide granulaire monodispersé (un seul diamètre de grains), composé de particules parfaitement sphériques, la compaction peut se rendre jusqu'à 55% v/v de solide dans le cas d'un empilement aléatoire. Si l'on force l'entassement des particules à l'aide d'une table vibrante ou d'empilement ordonné, un fluide granulaire monodispersé peut atteindre une compaction maximale φ_{max} allant jusqu'à 64% v/v. Dans le cas d'un fluide granulaire polydispersé (plusieurs diamètres de grains), composé de particules parfaitement sphériques, les plus petites d'entre elles

remplissent les vides entre les plus grosses (empilement apollinien), ce qui augmente considérablement φ_{max} pouvant parfois se rendre au-delà de 80% (Santiso, 2002).

Dans le cas d'un fluide granulaire qui est composé de particules qui ne sont pas parfaitement sphériques comme dans le projet de doctorat actuel, la compaction est plus difficile à effectuer. En effet, les contacts entre les particules sont beaucoup plus présents. Entre deux sphères un seul point de contact se fait alors qu'avec des grains quelconques plusieurs peuvent se produire (Figure 3.5). Cela engendre plus de frottement et l'empilement n'est pas optimal. Il sera donc impossible d'atteindre φ_{max} , mais le fait que le mélange de bauxite pisolitique soit polydispersé permet d'atteindre une fraction volumique solide élevée de l'ordre de 40% aux sousverses du classificateur. Cependant, il est probable que la fraction volumique solide dans les zones mortes du classificateur, comme les recoins, atteigne des valeurs plus élevées, car le flux d'eau du plénum ne peut pas mettre les particules en suspension.

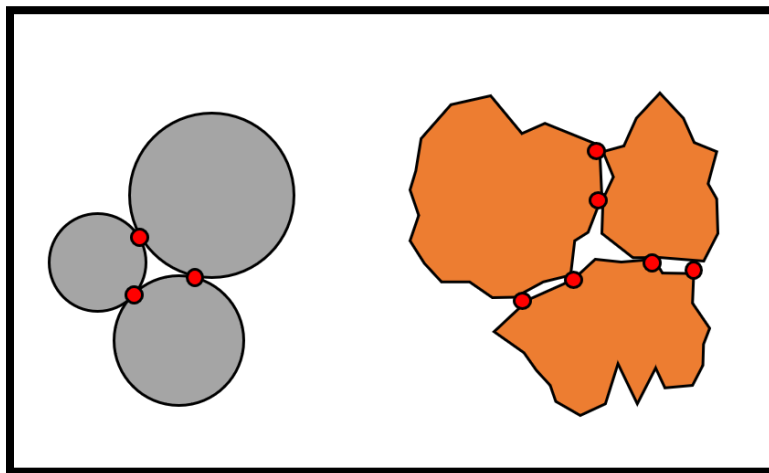


Figure 3.5 : Points de contact

© Thomas Grillot

3.4. INTÉRACTION DES PARTICULES

Il est évidemment que la rhéologie du fluide granulaire est directement reliée à l'interaction des particules. En effet, la dynamique des particules influence grandement l'écoulement du fluide. Il est donc primordial d'établir une discussion sur les interactions entre les particules. Les interactions peuvent se produire dans trois principaux milieux : sec, humide ou saturé. Afin de représenter au mieux une interaction, les sections suivantes porteront sur l'étude de l'impact de deux particules sphériques l'une contre l'autre. Il faut également supposer que les interactions dans les fluides granulaires peuvent être bien plus complexes, car les particules peuvent être de formes variables, de diamètres différents et parce qu'elles ne sont pas forcément rigides. On appelle modèle rhéologique unidimensionnel, la représentation schématique mécanique des liaisons qui existent deux particules.

3.4.1. INTÉRACTION DES PARTICULES DANS UN MILIEU SEC

La collision binaire de particules dans un milieu sec peut être représentée simplement par le schéma illustré à Figure 3.6 (Brennen, 2005).

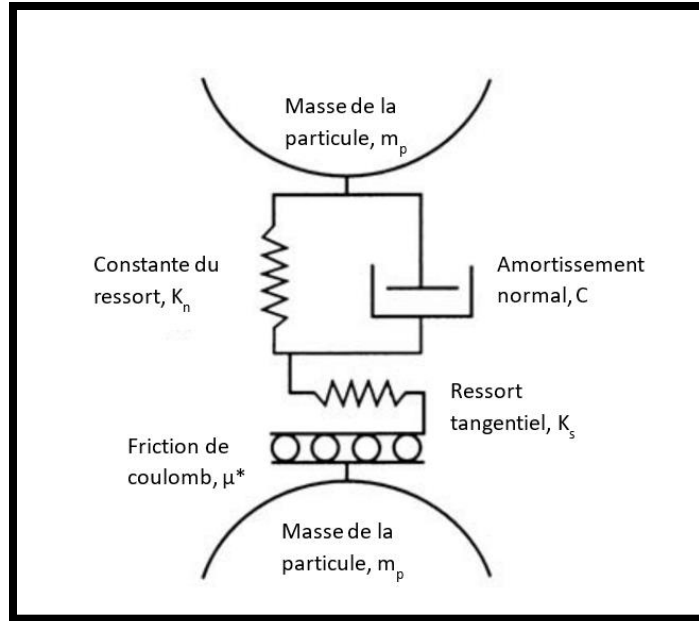


Figure 3.6 : Représentation schématique simple d'une interaction entre deux particules

© (Brennen, 2005)

La représentation schématique admet un contact entre deux particules de masse m_p représenté par un ressort de raideur K_n et un amortissement de valeur C sur la normale des deux particules, ainsi qu'un second ressort de raideur K_s et un coefficient de friction de Coulomb μ^* sur l'axe tangentiel. Les raideurs K_n et K_s correspondent respectivement à la rigidité normale et tangentielle qui se traduit par le comportement élastique du contact. Les valeurs de K_n et K_s sont approximées à une même valeur K . Cette rigidité traduit la déformation des particules lors de l'impact et est directement liée aux propriétés du matériau, mais aussi de la géométrie du point de contact dans le cas de grains non sphériques. L'amortissement correspond à la perte d'énergie durant la collision et est directement relié au coefficient de restitution. Avec les valeurs de raideur K et

d'amortissement C , l'expression du coefficient de restitution ϵ sur la normale apparait comme suit (3.10) :

$$\epsilon = \exp\left(\frac{-\pi C}{[2m_p K - C^2]^{\frac{1}{2}}}\right) \quad (3.10)$$

Le coefficient de restitution peut être également décrit comme le rapport entre les vitesses relatives après et avant l'impact (3.11) :

$$\epsilon = \frac{\textit{Vitesse relative après impact}}{\textit{Vitesse relative avant impact}} \quad (3.11)$$

La valeur du coefficient de restitution est comprise entre 0 et 1. Si le coefficient est égal à zéro, cela signifie que l'impact est parfaitement plastique et aucun rebond ne se produit. À contrario, si le coefficient est égal à un, l'impact redonne toute l'énergie et la particule repart avec autant de vitesse qu'avant l'impact (Vincent Acary, 2004). Par exemple, le coefficient de restitution entre deux billes de verre est de 0.9.

Enfin, le coefficient μ^* correspond à l'intensité du frottement qui s'exerce entre les deux particules. Il dépend directement de la rugosité de surface du matériau et a une influence directe sur le comportement rhéologique du fluide. Dans le cas de particules sphériques, sa valeur est moindre, mais dans le cas de grain difforme comme ceux du projet actuel, sa valeur influence sur le déplacement du fluide (Hama, 2016).

3.4.2. INTÉRACTION DES PARTICULES DANS UN MILIEU HUMIDE

Lorsque le milieu est humide, c'est-à-dire un mélange triphasé solide-gaz-liquide, une liaison se forme entre les particules. Ces efforts attractifs sont la cause de ponts capillaires entre les grains et jouent un rôle important dans le comportement rhéologique du fluide (Xi Yu, 2013). Dans le cas de deux sphères avec un fluide mouillant, la force de ce dernier avant impact attire les particules les unes vers les autres et est exprimée par l'équation (3.12) illustrée à la Figure 3.7.

$$F_{liquide} = \frac{3}{8} \pi \mu_{liquide} d_p^2 \frac{v}{h} \quad (3.12)$$

Avec v la vitesse d'approche, $\mu_{liquide}$ la viscosité du liquide, d_p le diamètre des particules et h l'écart entre les particules.

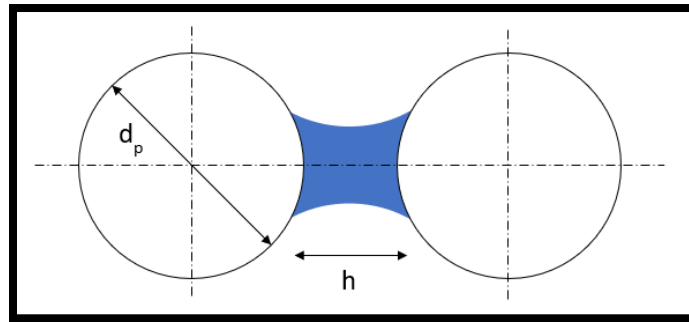


Figure 3.7 : Pont capillaire avant impact

© Thomas Grillot

Pendant l'impact, les particules en contact sont encore plus liées par le pont capillaire (Mollon, 2015). La force d'attraction F_a dépend de la tension superficielle du

liquide $\gamma_{liquide}$ mais aussi de l'angle de la section mouillée θ sur chacune des particules.

L'équation (3.13) est illustrée à l'aide de la Figure 3.8.

$$F_a = \frac{2\pi r_p \gamma_{liquide}}{1 + \tan \frac{\theta}{2}} \quad (3.13)$$

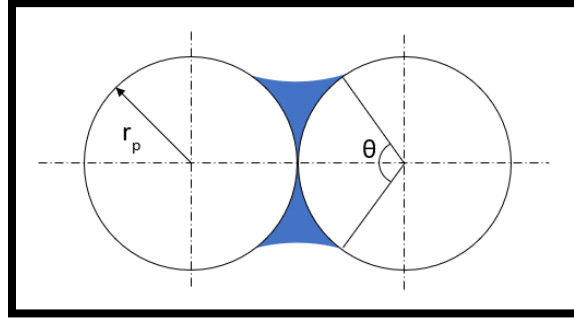


Figure 3.8 : Pont capillaire pendant impact

© Thomas Grillot

Les ponts capillaires ont pour effet de diminuer le coefficient de restitution du fait qu'ils retiennent la particule après l'impact, mais ils influent également sur la friction de Coulomb, car ils augmentent la friction entre les particules.

3.4.3. INTÉRACTION DES PARTICULES DANS UN MILIEU SATURÉ

Dans un milieu saturé, solide-liquide uniquement, les forces entrant en jeu lors de la collision sont encore peu connues dans la littérature. Lors de l'impact des particules, toute l'énergie est dissipée dans le milieu visqueux ce qui entraîne un coefficient de

restitution proche de zéro. En effet, la Figure 3.9 montre que plus la fraction volumique du liquide est élevée, plus le coefficient de restitution avoisine le zéro.

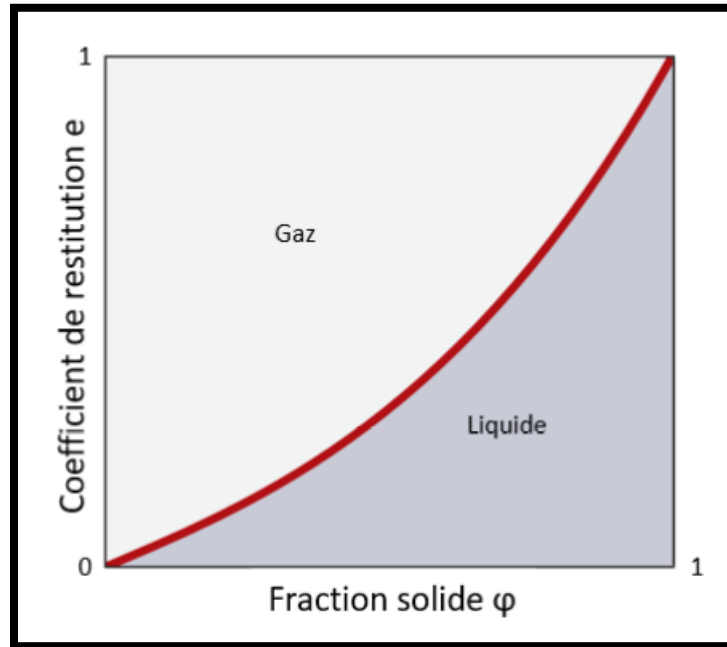


Figure 3.9 : Évolution du coefficient de restitution en fonction de la fraction volumique

© Thomas Grillot

Les forces de friction entre les particules sont encore bien présentes et interviennent dans la viscosité du mélange. Un des objectifs de ce projet de doctorat est de développer une corrélation empirique capable de représenter l'ensemble des interactions des particules dans un milieu solide-liquide.

CHAPITRE 4. PROCÉDÉS DE SÉPARATION SOLIDE-LIQUIDE

Les méthodes de séparation solide-liquide sont très présentes en industrie et particulièrement dans le secteur minier (Debacq, 2019). Rien que dans le procédé d'extraction de la bauxite à l'usine d'Andoom à Weipa en Australie, pas moins de quatre unités utilisent la séparation solide-liquide : le tambour, les cyclones, les classificateurs et les systèmes d'assèchement. Plusieurs méthodes de séparation solide-liquide existent à ce jour comme la sédimentation, la filtration ou encore la flottaison. Dans le cadre du projet de doctorat actuel, seule la sédimentation est utilisée. Ce chapitre porte donc sur les notions physiques de base de la sédimentation, les techniques qui permettent de la réaliser ainsi que les équipements requis pour y parvenir.

4.1. SÉDIMENTATION

La sédimentation utilise la force gravitationnelle afin de retirer les particules en suspension dans un liquide. La sédimentation permet la clarification du mélange solide-liquide en retirant le plus de particules possibles et d'obtenir un surnageant clair qui sera acheminé à la surverse du réservoir. D'un autre côté, la sédimentation permet aussi d'épaissir la suspension de particules en augmentant la fraction volumique du solide à la base du réservoir et en l'acheminant à la sousverse (Boivin, 2004). Si la sédimentation est couplée à un flux ascensionnel de liquide, donc en sens opposé à la chute du solide, alors il est possible de séparer les particules selon leur taille ; on nomme ce phénomène : classification. La sédimentation est généralement effectuée à l'aide d'équipements

spécifiques dont le design varie selon le besoin. En effet, la géométrie des unités technologiques de séparation solide-liquide influe sur le phénomène de sédimentation, au même titre que les propriétés physiques du mélange telles que la granulométrie, la densité de la phase continue et dispersée, la concentration solide ou encore la viscosité. La sédimentation se divise en trois principaux types : la sédimentation libre, la sédimentation par floculation et la sédimentation retardée. Les trois types de sédimentation sont présents dans le test du cylindre qui est utilisé, par exemple, afin d'étudier la floculation d'une suspension de boue rouge et de liqueur Bayer (Figure 4.1). La théorie de Kynch permet de tracer l'évolution de la hauteur de l'interface de solide en fonction du temps et par la même occasion, de différencier tous les types de sédimentations (D. Gidaspow, 1994).

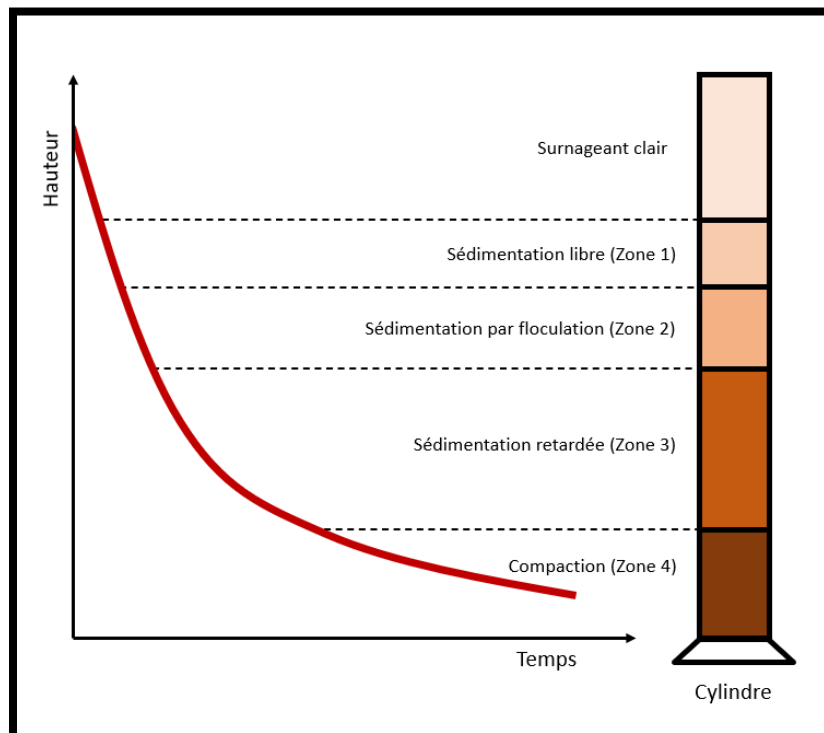


Figure 4.1 : Schéma des phases de sédimentation en test du cylindre

En partant du haut du cylindre, la première partie est appelée surnageant clair. Il s'agit de la partie du mélange où la fraction volumique solide est pratiquement nulle ; il ne s'agit que du liquide avec une très faible quantité de solides, généralement fins, en suspension. Par la suite, la zone 1 représente la sédimentation libre où les particules sédimentent librement. La concentration de solide est très basse et aucune collision ne se produit ; les particules chutent individuellement. La zone 2 appelée sédimentation par floculation est un peu plus dense que la zone 1. Les particules forment de petits agrégats plus lourds qu'une particule, et donc la sédimentation est plus rapide. La dernière sédimentation est dite retardée. La concentration de solide est élevée et la vitesse de chute des particules est affectée par la densité du mélange. Enfin, la zone 4 correspond à la compaction des particules qui se font tasser par celles présentes au-dessus, ce qui a pour conséquence d'augmenter la concentration solide. Ainsi, les couches de particules en bas du cylindre sont beaucoup plus concentrées en solide que les couches supérieures.

Dans le projet actuel, aucun flocculant n'est présent dans le mélange de bauxite et d'eau. La sédimentation libre est présente dans le haut du classificateur et la compaction quant à elle est située dans le fond du réservoir. Les sédimentations par floculation et retardée ne sont pas à proprement présentent dans le classificateur, mais la zone de transition due au lit fluidisé ressemble fortement à ces dernières. Les sections de ce chapitre porteront donc sur la sédimentation libre et survoleront les sédimentations par floculation et retardée. La compaction ayant été traitée dans le chapitre précédent ne sera pas traitée.

4.1.1. SÉDIMENTATION LIBRE

La sédimentation libre correspond à la chute d'une particule dans un liquide. De manière imagée, il s'agirait de faire tomber une bille dans un océan. La vitesse de sédimentation de la particule est donc fonction de ses propriétés physiques ainsi que des propriétés du fluide qui l'entoure. Ainsi, l'ensemble des forces qui s'appliquent sur la particule sont représentées à la Figure 4.2.

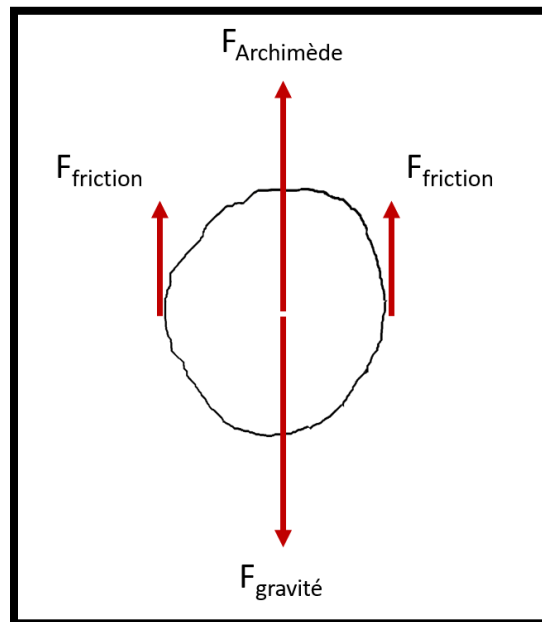


Figure 4.2 : Forces appliquées lors de la chute d'une particule

© Thomas Grillot

En appliquant à la chute de la particule la seconde loi de Newton qui stipule que la somme des forces est égale à la masse multipliée par l'accélération, l'équation du mouvement est obtenue (4.1).

$$m \frac{dv_s}{dt} = F_{gravité} - F_{Archimède} - F_{friction} \quad (4.1)$$

Avec m la masse de la particule, v_s la vitesse de sédimentation, t le temps, $F_{gravité}$ la force de gravité, $F_{Archimède}$ la force d'Archimède et $F_{friction}$ la force de friction.

Les trois forces s'appliquant à la particule peuvent être décomposées. La force de gravité est définie par l'équation (4.2) :

$$F_{gravité} = \rho_{particule} V_{particule} g \quad (4.2)$$

Avec $\rho_{particule}$ la densité de la particule, $V_{particule}$ le volume de la particule et g l'accélération gravitationnelle.

La force d'Archimède dirigée de bas en haut est opposée à celle de gravité. Cette force est aussi appelée flottabilité et est décrite par l'équation (4.3) :

$$F_{Archimède} = \rho_{fluide} V_{particule} g \quad (4.3)$$

Avec ρ_{fluide} la densité du fluide, $V_{particule}$ le volume de la particule et g l'accélération gravitationnelle.

La dernière force appliquée à la particule est la force de friction qui dépend de la géométrie du grain, sa vitesse de sédimentation, mais aussi la viscosité du fluide. Ainsi, la force de friction se traduit par l'équation (4.4) :

$$F_{friction} = \frac{C_d A \rho_{fluide} v_s^2}{2} \quad (4.4)$$

Avec C_d le coefficient de trainée, lui-même fonction du nombre de Reynolds et de la forme de la particule. L'aire projetée de la particule dans la direction de l'écoulement est décrite par A et v_s la vitesse de sédimentation.

En substituant les trois dernières équations dans la seconde loi de Newton, cette dernière nous donne le comportement dynamique de la particule étudiée (4.5) :

$$m \frac{dv_s}{dt} = g(\rho_{particule} - \rho_{fluide})V_{particule} - \frac{C_d A \rho_{fluide} v_s^2}{2} \quad (4.5)$$

Lors de sa chute dans le liquide, la particule atteint une vitesse de sédimentation terminale et cesse d'accélérer. De manière mathématique il s'agit de dire que l'accélération (dérivée de la vitesse par rapport au temps) devient nulle. En factorisant l'équation (4.5) par v_s et en égalisant la partie de gauche à zéro, nous obtenons (4.6) :

$$v_{st} = \left(\frac{2g(\rho_{particule} - \rho_{fluide})V_{particule}}{C_d \rho_{fluide} A} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (4.6)$$

Si le cas d'une sphère de diamètre d est étudié, alors l'aire projetée (4.7) et le volume (4.8) deviennent :

$$A = \frac{\pi d^2}{4} \quad (4.7)$$

$$V_{particule} = \frac{\pi d^3}{6} \quad (4.8)$$

Le rapport de $V_{particule}$ sur A peut se simplifier afin d'obtenir l'équation (4.9) :

$$\frac{V_{particule}}{A} = \frac{2}{3} d \quad (4.9)$$

On injecte la dernière équation trouvée (4.9) dans l'équation (4.6) afin d'obtenir la vitesse de sédimentation terminale d'une particule sphérique (4.10) :

$$v_{st} = \left(\frac{4g(\rho_{particule} - \rho_{fluide})d}{3 C_d \rho_{fluide}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (4.10)$$

4.1.1.1. NOMBRE DE REYNOLDS

Le nombre de Reynolds est un nombre adimensionnel qui caractérise l'écoulement d'un fluide et plus précisément, dans quel régime il se situe : laminaire, transitoire ou turbulent. De manière physique, il représente le rapport entre les forces d'inertie et les forces visqueuses. Pour le cas d'une particule qui chute, le nombre de Reynolds s'écrit comme ceci (4.11) :

$$Re = \frac{\rho_{fluide} v_s d}{\mu} \quad (4.11)$$

Avec μ la viscosité dynamique du fluide. Si $Re < 2000$ le régime du fluide est laminaire. L'écoulement du fluide peut s'assimiler à plusieurs lamelles bien parallèles les

unes aux autres et de plus, aucun échange de matière ne se passe entre ces dernières. Entre 2000 et 3000, le nombre de Reynolds indique que le régime de l'écoulement est transitoire. Lorsque $Re > 3000$ l'écoulement est en régime turbulent. Les forces d'inertie deviennent supérieures aux forces de viscosité ce qui engendre des perturbations donnant naissance à des tourbillons. Lors de ce régime, des échanges de matière se produisent entre les couches.

4.1.1.2. TRAINÉE

Le coefficient de trainée C_d est un nombre adimensionnel qui représente la résistance d'un objet en mouvement dans un fluide. L'objet en mouvement subit de la part du fluide un frottement opposé à la direction de ce dernier qui est appelée trainée (Bonnoit, 2009). La valeur du coefficient de trainée est directement liée au nombre de Reynolds. Plus le nombre de Reynolds sera élevé et plus le coefficient de trainée sera faible. Seul le cas d'une sphère sera étudié dans cette section et sera représenté à la Figure 4.3. Ainsi, pour un nombre de Reynolds inférieur à 0.3 le coefficient de trainée s'exprime comme ceci (4.12) :

$$C_d = \frac{24}{Re} \quad (4.12)$$

Pour un nombre de Reynolds compris entre 1 et 10^3 , le coefficient de trainée vaut (4.13) :

$$C_d = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0.34 \quad (4.13)$$

Pour des valeurs de Reynolds comprises entre 10^3 et 10^5 , la valeur du coefficient de trainée reste constante et égale à 0.44. Pour finir, le coefficient de trainée chute brusquement à 0.1 lorsque le nombre de Reynolds atteint 10^5 , car le régime d'écoulement devient turbulent et il y a décollement de la couche limite. On appelle ce phénomène la crise de trainée.

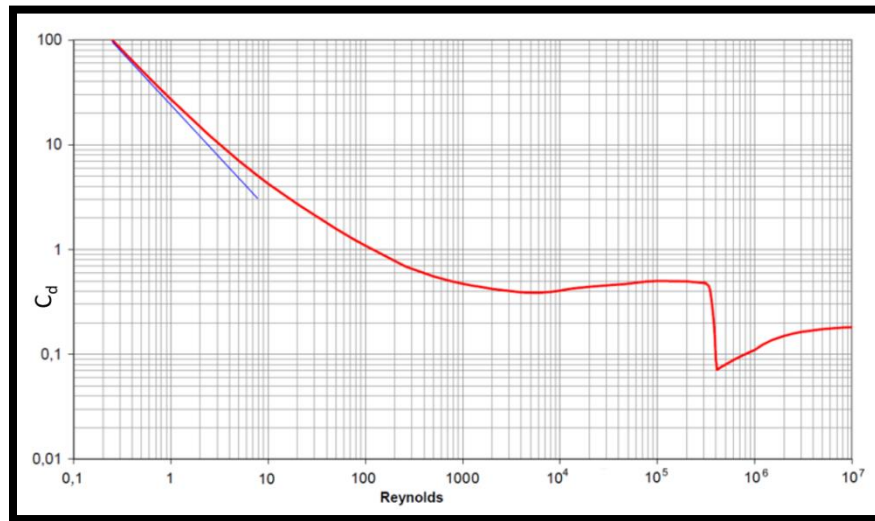


Figure 4.3 : Coefficient de trainée d'une sphère en fonction du nombre de Reynolds

© (Bernard, 2004)

Lors de la sédimentation libre, le nombre de Reynolds n'excède pas 1. Ainsi, en remplaçant C_d par $24/Re$ dans l'équation (4.10) on obtient l'équation suivante (4.14) pour le cas d'une sphère :

$$v_{st} = \frac{g}{18\mu} (\rho_{particule} - \rho_{fluide}) d^2 \quad (4.14)$$

Cette équation s'appelle la loi de Stokes et est applicable aux particules sphériques dans un milieu très dilué où aucune interaction ne se fait entre les particules.

4.1.2. SÉDIMENTATION PAR FLOCCULATION

La sédimentation par floculation correspond à la chute de particules qui se sont collées ensemble, formant des agrégats plus lourds et qui sédimentent donc plus vite. La sédimentation par floculation est obtenue à l'aide de l'ajout d'un flocculant, généralement un polymère organique, qui vient lier les particules entre elles. Ce type de sédimentation est très courant dans l'industrie, car elle est plus rapide que la sédimentation libre. Cependant, il n'existe aucune théorie précise sur ce type de sédimentation et des tests en laboratoire sont nécessaires pour caractériser le comportement de cette dernière.

4.1.3. SÉDIMENTATION RETARDÉE

La sédimentation retardée se produit lorsque la concentration en solide devient élevée et que les agrégats forment une masse. Les particules ne sédimentent plus individuellement, mais interagissent les unes par rapport aux autres de manière prolongée. Une interface distincte apparaît entre le liquide surnageant et le solide qui sédimente. La sédimentation retardée n'est pas en fonction de la morphologie des particules, mais plutôt en fonction de la concentration de solide.

4.2. DÉCANTATION

La décantation est le fait d'utiliser le phénomène de sédimentation pour séparer des solides insolubles dans un liquide. À la différence de la sédimentation, le fluide n'est pas

seulement soumis à la gravité, car il rentre dans le décanteur à une certaine vitesse. Les décanteurs sont de grands réservoirs où s'effectue la décantation (CIGNA, 2013).

4.2.1. DÉCANTEURS

Le mélange solide-liquide entre par l'alimentation généralement située dans la partie supérieure du réservoir. Par la suite, la sédimentation s'opère et commence à séparer le mélange : le fluide clarifié est acheminé à la surverse tandis que le solide se compacte dans le fond du réservoir pour être évacué par la sousverse. Le fond du réservoir est généralement de forme conique afin de recueillir plus facilement le solide compacté, mais les réservoirs à fond plat sont également très courants car souvent moins chers à fabriquer et à installer. La concentration de solide à la surverse est quasiment nulle tandis que celle à la sousverse est relativement élevée. Il est possible d'optimiser un décanteur en y ajoutant un râteau en rotation dans le fond du réservoir qui vient briser les agrégats de solide. Cela a pour effet de laisser s'échapper l'eau coincée dans les agrégats et ainsi d'augmenter la concentration de solide à la sousverse. Il existe plusieurs types de décanteurs tels que les décanteurs à colonne centrale, à pont surélevé ou encore à traction, mais ils présentent en général la même conception qui est présentée à la Figure 4.4.

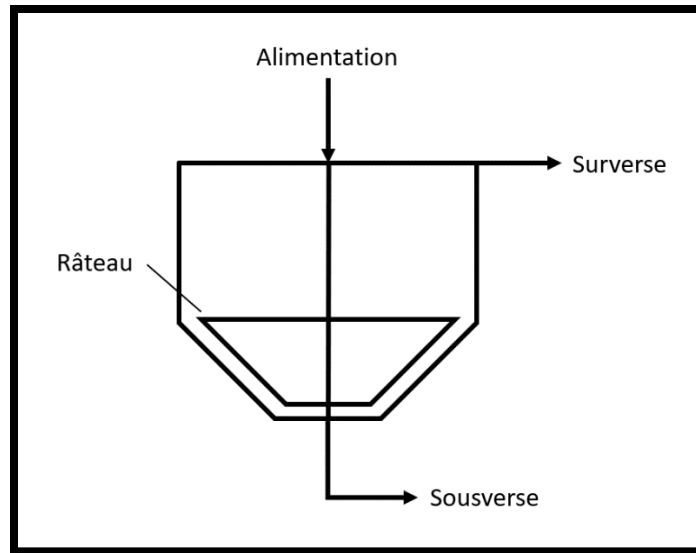


Figure 4.4 : Schéma d'un décanteur

© Thomas Grillot

4.3. CENTRIFUGATION

La centrifugation est un procédé de séparation solide-liquide qui utilise la force centrifuge afin de faire sédimenter les particules solides qui ont moins tendance à chuter par gravité. La centrifugation reprend la loi de Stokes pour les particules sphériques dans un milieu dilué à l'exception que l'accélération gravitationnelle g est remplacée par l'accélération due à la force centrifuge, jusqu'à un million de fois plus élevée, ce qui a pour conséquence d'accélérer la sédimentation. Les particules solides sont donc poussées vers l'extérieur ou l'intérieur de l'unité de traitement selon leur masse. Il existe deux appareils capables d'effectuer le phénomène de centrifugation : les centrifugeuses et les hydrocyclones. Seuls les hydrocyclones seront étudiés dans cette section car ils sont présents dans le procédé d'extraction de la bauxite en amont des classificateurs.

4.3.1. HYDROCYCLONE

Les hydrocyclones utilisent la force centrifuge pour séparer les particules solides selon leur taille (classification) et non pour épaissir ou clarifier la suspension comme le ferait une centrifugeuse. La force centrifuge est créée par une alimentation tangentielle qui forme un vortex à l'intérieur du réservoir. Les fines particules suivent alors le fluide porteur jusqu'à la surverse située en haut du réservoir tandis que les plus grosses particules chutent sous l'effet de la gravité (Chu, Chen, Yu, & Williams, 2017). Plus le fluide entre rapidement dans le réservoir, plus le diamètre des particules à la surverse sera élevé. Le principe de fonctionnement d'un hydrocyclone est présenté à la Figure 4.5.

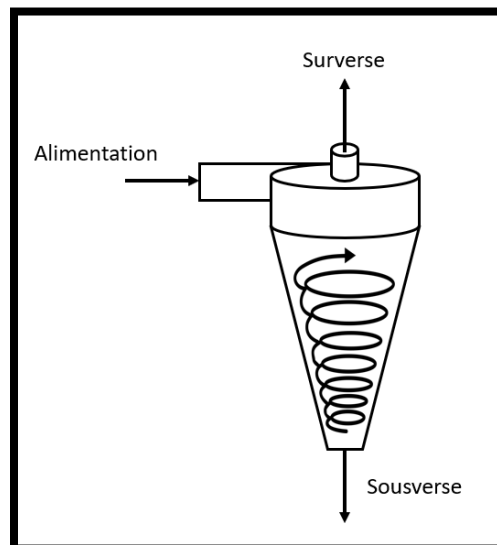


Figure 4.5 : Schéma d'un hydrocyclone

© Thomas Grillot

Il est possible de déterminer le diamètre de coupure (Debacq, 2019), c'est-à-dire le plus petit diamètre retenu par le cyclone à l'aide de la formule (4.15) :

$$d_{coupure} = 1.09 k \sqrt{\frac{\mu D}{N(\rho_{particule} - \rho_{fluide})v_e}} \quad (4.15)$$

Avec μ la viscosité dynamique du fluide, D le diamètre supérieur de l'hydrocyclone, v_e la vitesse du liquide à l'alimentation et k, N des constantes qui dépendent de la géométrie du réservoir répertoriée dans la littérature (Debacq, 2019).

Dans le procédé d'extraction de la bauxite à l'usine d'Andoom, ce procédé permet de faire un prétraitement avant la classification des particules dans les classificateurs, d'une part en éliminant déjà une portion des particules fines, et d'autre part en augmentant la fraction solide de l'alimentation des classificateurs.

4.4. CLASSIFICATION

La classification est un procédé qui permet de séparer les particules selon leur taille. Bien que la distribution granulométrique des particules soit constituée d'un continuum de tailles, elle sera simplifiée en deux fractions distinctes aux fins de la présente discussion : les particules fines et grossières. La classification est surtout utilisée comme un traitement préliminaire afin d'enrichir une suspension. On appelle enrichissement dans le secteur minier, le fait l'éliminer du mélange la fraction solide ou impureté non désirée. Il existe plusieurs types d'appareils pour effectuer une classification telle que les hydrocyclones vus

dans la section précédente. Dans le cadre du projet actuel, la classification s'effectue à l'aide de classificateurs hydrauliques. La classification est réalisée en combinant la sédimentation des particules avec un courant d'eau ascendant. Le courant d'eau produit une vitesse du fluide connue opposée à la vitesse de sédimentation des particules déterminée par la loi de Stokes. On appelle élutriation cette technique de classification qui permet de séparer les particules selon leur granulométrie ; cette technique est illustrée à la Figure 4.6. Les particules dont la vitesse de chute terminale est inférieure à la vitesse du courant ascendant sont entraînées par le fluide et acheminées à la surverse où elles seront évacuées. Les particules dont la vitesse de chute terminale est supérieure à la vitesse du courant ascendant sont entraînées par gravité vers le bas du réservoir où elles seront évacuées par la sousverse. Quand les deux vitesses deviennent égales, les particules sont mises en suspension et forment un lit fluidisé dans le fond du réservoir. Le lit fluidisé est un milieu constitué d'une importante quantité de particules dont la densité varie selon la concentration de solide en suspension.

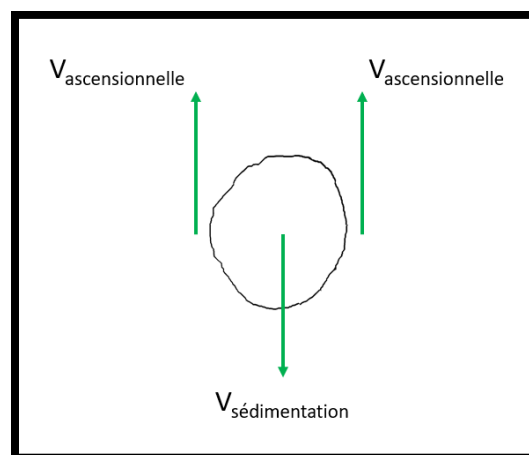


Figure 4.6 : Principe d'élutriation

4.4.1. CLASSIFICATEUR HYDRAULIQUE

À l'image des décanteurs, les classificateurs hydrauliques sont de grands réservoirs avec une alimentation, une surverse et une sousverse (Mfudi, 2013). La principale différence est l'ajout d'une alimentation d'eau, nommée eau de fluidisation, qui permet de mettre en suspension les particules afin de former un lit fluidisé et d'assurer la classification. Le débit de cette alimentation est contrôlé par les opérateurs des classificateurs, et on peut la calculer en fonction du débit d'alimentation et des débits de sousverse et de surverse, pour une géométrie de classificateur donnée. Il est à noter qu'en plus de l'eau de fluidisation un courant naturel ascendant se forme à cause de l'alimentation. L'écoulement du mélange solide-liquide se dirigeant de haut en bas vient frapper le fond du réservoir et vire de sens le long des parois créant une augmentation de la vitesse ascensionnelle. Il existe plusieurs méthodes pour créer un courant d'eau ascensionnelle, mais seulement deux seront présentées dans cette section.

4.4.1.1. CLASSIFICATEUR HYDRAULIQUE À FOND CONIQUE

La première méthode pour créer un courant ascensionnel est d'installer des diffuseurs d'eau à mi-hauteur du réservoir juste avant la forme conique. Dans cette méthode, le classificateur reprend la forme d'un décanteur classique avec un lit fluidisé situé à mi-hauteur du réservoir agissant comme un filtre laissant passer les grosses particules au travers (Figure 4.7). Un désavantage avec cette méthode est le fait que les diffuseurs ne couvrent pas la totalité de la surface du classificateur et que de plus ils sont

intrusifs dans le lit fluide, créant un obstacle à la chute des grosses particules qui peuvent se heurter aux systèmes d'injection d'eau.

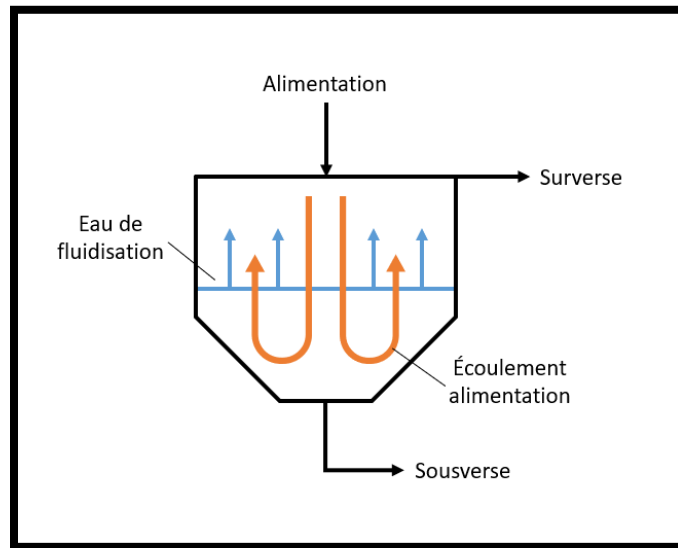


Figure 4.7 : Schéma d'un classificateur à fond conique

© Thomas Grillot

4.4.1.2. CLASSIFICATEUR HYDRAULIQUE À FOND PLAT

La deuxième géométrie possible pour un classificateur est celle présente dans le projet de doctorat : réservoir à fond plat (Figure 4.8). Sous le fond du réservoir se trouve le plénum qui est une chambre remplie d'eau mise sous pression dont cette dernière est gérée par l'opérateur. Plus la pression dans le plénum sera élevée et plus la vitesse ascensionnelle dans le classificateur sera grande. Le fond du réservoir est constitué d'une plaque percée de 3216 trous de 25 mm de diamètre et espacés de 60 mm qui assurent l'uniformisation du courant d'eau dans tout le classificateur. Chaque trou est comblé par

un gicleur en caoutchouc qui ne laisse passer l'eau que dans un seul sens, allant du plénum au réservoir. Les gicleurs en caoutchouc empêchent le retour de matière solide dans le plénum (Figure 4.9). La mise en suspension avec cette méthode est non intrusive et a pour résultat un lit fluidisé uniforme.

Une particularité avec le classificateur du projet actuel est la géométrie de la sortie du mélange solide-liquide. Les classificateurs classiques au même titre que les autres appareils de séparation solide-liquide comportent généralement une seule sousverse. Le classificateur étudié dans ce projet a quatre sousverses qui s'ouvrent l'une à la suite de l'autre à l'aide de clapets magnétiques. Cette méthode permet une décharge continue du mélange de bauxite et d'eau tout en maintenant la stabilité du lit fluidisé sans nécessiter d'agitation mécanique. L'ensemble du classificateur de ce projet est présenté à la Figure 4.8.

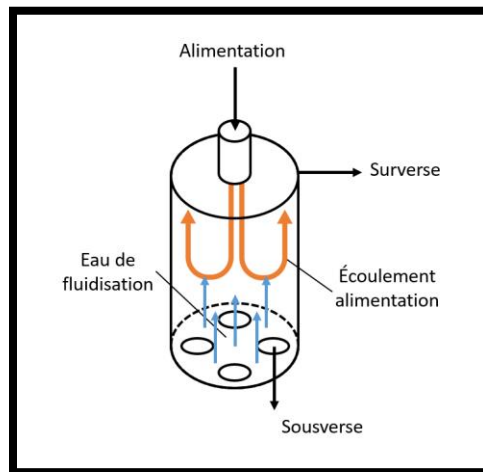


Figure 4.8 : Schéma d'un classificateur à fond plat

© Thomas Grillot

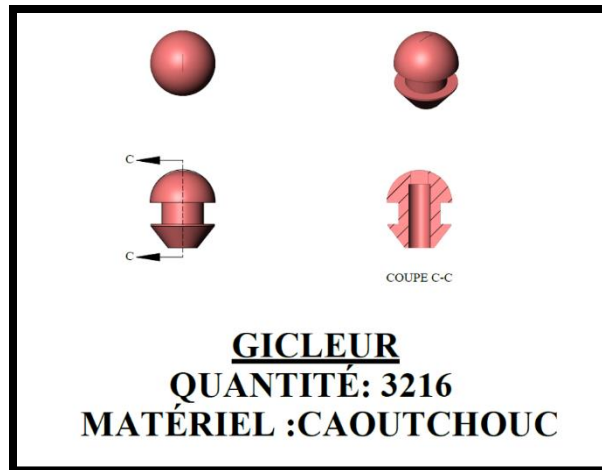


Figure 4.9 : Gicleur

© Pascal Vandal

4.5. FLUIDISATION

La fluidisation solide-liquide est beaucoup moins présente dans l'industrie que la fluidisation par gaz considérée comme plus propre pour les domaines pharmaceutiques. Cependant, la fluidisation par un liquide est fortement présente dans le domaine minier, car un fluide avec une masse volumique élevée permet de séparer plus aisément le minerai des impuretés. Les lits fluidisés sont également utilisés comme moyen de classification afin de séparer les particules selon leur taille comme dans le présent projet. Le lit fluidisé est constitué d'une multitude de particules en interaction qui sont soulevées par un fluide ascendant, elles sont fluidisées, puis restent en suspension sous l'effet de la vitesse du liquide. De manière physique, cela se traduit par l'égalisation de la force qui fait chuter la particule avec celle du fluide ascendant (Xuereb, 1989). La fluidisation dépend grandement de la nature du fluide, c'est-à-dire sa densité, sa viscosité, mais aussi son écoulement. Si l'écoulement du fluide n'est pas assez fort, les particules ne seront pas mises en suspension,

car leur poids ne sera pas compensé par la vitesse de liquide. Cette force minimale nécessaire à appliquer pour la mise en suspension des particules se caractérise par une vitesse minimale de fluidisation notée V_{mf} . Mais la fluidisation dépend également de la nature des particules comme la densité et la surface. En effet, une particule avec une densité élevée sera difficilement mise en suspension, de même qu'une particule lisse aura plus de mal à se soulever qu'une particule rugueuse.

De manière générale, un lit commence à l'état stationnaire. Les particules sont compactées dans le fond d'un réservoir. Un fluide ascendant arrive par le dessous du lit et commence à s'écouler entre les couches de particules. Si la vitesse du fluide n'est pas assez forte, rien ne se passe et les particules restent immobiles. Au-delà de la vitesse minimale de fluidisation, le lit se soulève, et les particules se décollent les unes des autres pour aller dans tous les sens. Le lit gonfle, prenant de plus en plus de volume dans le réservoir et une limite bien distincte se forme au sommet de la suspension entre le solide en mouvement et le liquide. Lorsque la vitesse du fluide devient importante, supérieure à la vitesse terminale de chute des particules, le lit gonfle de plus en plus jusqu'à emporter des particules passant d'un régime fluidisé à un régime hydraulique. L'ensemble du comportement du lit est présenté à la Figure 4.10. La fluidisation est donc un phénomène dit borné qui ne se produit que dans certaines circonstances et dont les limites sont l'état fixe et le transport de matière (Steinmetz & Laguerie, 1993).

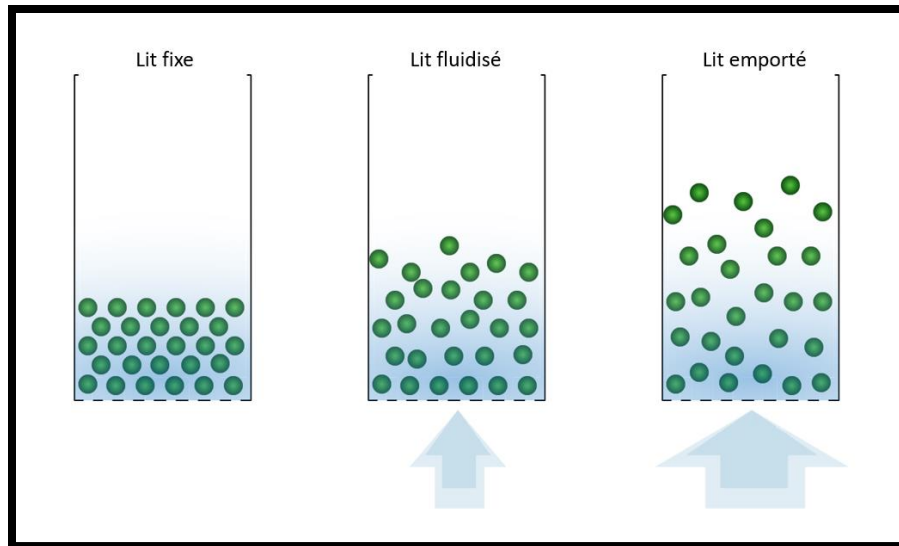


Figure 4.10 : État de fluidisation

© (Sharayanan, 2007)

4.5.1. CLASSIFICATION DES PARTICULES PAR FLUIDISATION

La masse volumique du fluide et du solide joue un rôle important dans la fluidisation au même titre que la taille des particules. Dans le projet actuel, la granulométrie du solide varie entre 45 μm et 22 mm de diamètre ; une vitesse donnée du fluide ascendant n'aura donc pas un effet fluidisant égal pour toutes les particules. Le diagramme de Geldart (Figure 4.11) permet de classer les particules selon leur degré de fluidisation en fonction de leur taille et de la différence de densité entre le solide et le liquide (Xuereb, 1989).

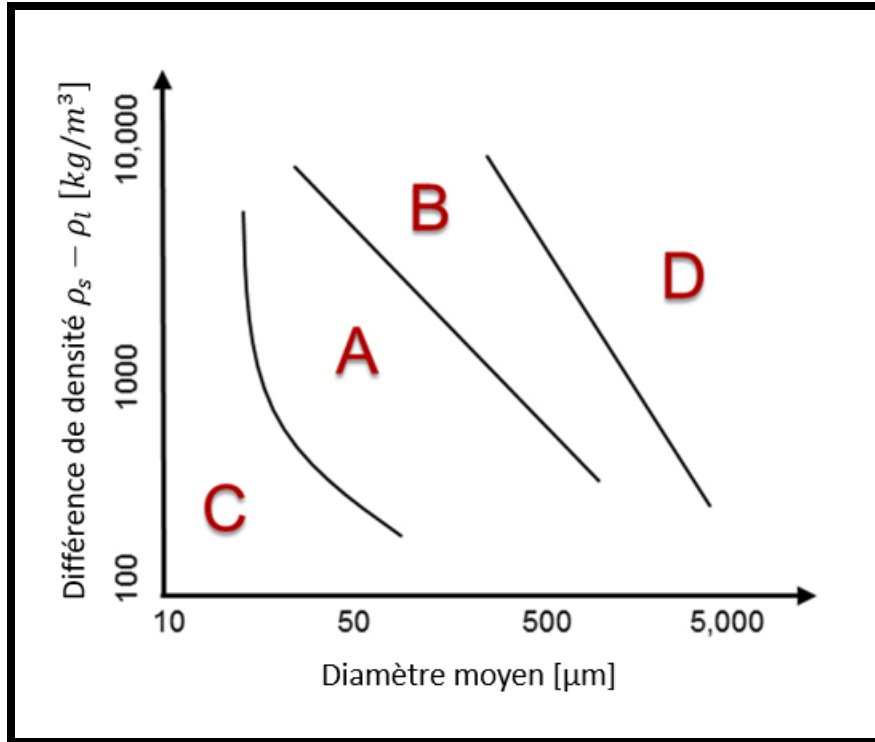


Figure 4.11 : Classification de Geldart

© (Xuereb, 1989)

La classe A contient les particules facilement fluidisables. Leur masse volumique est souvent inférieure à 1400 kg/m^3 et leur diamètre compris entre 20 et $100 \text{ }\mu\text{m}$. La classe B comprend les particules solides fluidisables dont la densité est comprise entre 1400 et 4000 kg/m^3 et dont la taille est comprise entre 40 et $600 \text{ }\mu\text{m}$. Les particules dans cette catégorie correspondent à de la poudre et s'apparentent au matériel fin du projet actuel. La catégorie C regroupe les particules cohésives de petite taille qui forment des agrégats et donc difficilement fluidisables. Pour finir, la classe D correspond aux particules de diamètre important, appelées grains, difficilement fluidisables à cause de leur masse.

Le diagramme de Geldart explique donc que lors de la fluidisation d'un fluide granulaire polydispersé, plusieurs couches se distinguent, chacune constituée d'une classe granulométrique bien précise. Les plus grosses particules appartenant à la classe D restent dans le fond du réservoir à cause de leur masse tandis que les plus fines de la classe A se trouvent au-dessus du lit fluidisé. On retrouve au centre du lit la catégorie B dont les particules sont de tailles moyennes.

4.5.2. VITESSE MINIMALE DE FLUIDISATION

La vitesse minimale de fluidisation correspond à la transition entre l'état fixe du lit, où les particules ne bougent pas, à l'état fluidisé, où elles sont en suspension. Lorsque le fluide passe à travers le lit de particules, une certaine pression s'exerce dans le lit. Tant que le lit ne bouge pas, la pression augmente, cherchant à repousser les particules à l'image d'une barrière de solide. Quand la pression devient assez forte, la barrière de solide s'effrite et la pression devient constante, car le fluide passe librement à travers les particules. La vitesse minimale de fluidisation est l'intersection entre la courbe de montée en pression et le palier lors de la fluidisation. Au-delà de la vitesse terminale de chute des particules, une brusque dépression apparaît due à l'entraînement du solide qui n'offre plus de résistance. L'ensemble du comportement du lit est représenté à la Figure 4.12.

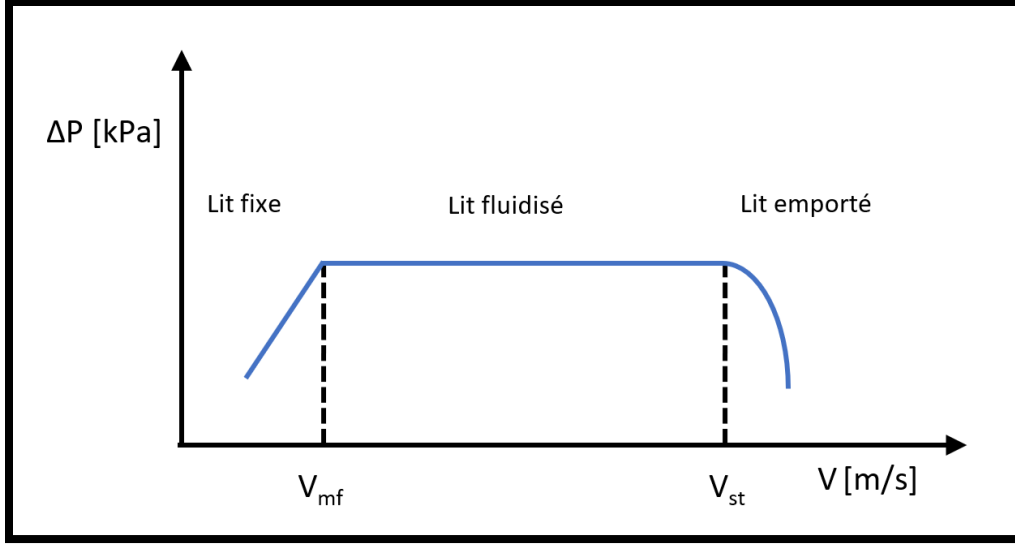


Figure 4.12 : Schéma de fluidisation avec pertes de charge

© Thomas Grillot

Il est possible de relier le différentiel de pression à la vitesse minimale de fluidisation selon l'état du lit fluidisé. Pour un lit fixe à la limite de la fluidisation, l'équation d'Ergun donne la relation (4.16) :

$$\frac{\Delta P}{H} = 150 \frac{\alpha_{sm}^2}{(1 - \alpha_{sm})^3} \frac{\mu_f V_{mf}}{d^2} + 1.75 \frac{\alpha_{sm}}{(1 - \alpha_{sm})^3} \frac{\rho_f V_{mf}^2}{d} \quad (4.16)$$

Avec ΔP le différentiel de pression, H la hauteur du lit, α_{sm} la fraction volumique solide maximale au seuil de fluidisation, μ_f la viscosité dynamique du fluide, d le diamètre des particules et ρ_f la densité du fluide.

Au minimum de la fluidisation lorsque $V = V_{mf}$, les effets de la force de trainée deviennent égaux au poids du lit. L'équation suivante (4.17) apparaît donc :

$$\frac{\Delta P}{H} = \alpha_s(\rho_s - \rho_f)g \quad (4.17)$$

En égalisant les deux équations précédentes, nous obtenons (4.18) :

$$\alpha_s(\rho_s - \rho_f)g = 150 \frac{\alpha_{sm}^2}{(1 - \alpha_{sm})^3} \frac{\mu_f V_{mf}}{d^2} + 1.75 \frac{\alpha_{sm}}{(1 - \alpha_{sm})^3} \frac{\rho_f V_{mf}^2}{d} \quad (4.18)$$

En résolvant l'équation (4.18), la solution trouvée apparait comme la vitesse de fluidisation minimale en fonction des caractéristiques physiques du mélange solide-liquide. La vitesse de fluidisation minimale peut aussi s'exprimer à l'aide de la corrélation expérimentale de Wen and Yu (1966) :

$$V_{mf} = \frac{v_f}{d} (\sqrt{1135.7 + 0.0408 Ar} - 33.7) \quad (4.19)$$

Avec v_f la viscosité cinématique du fluide et Ar le nombre d'Archimède exprimé par (4.20) :

$$Ar = \frac{d^3 \rho_f (\rho_s - \rho_f) g}{\mu_f^2} \quad (4.20)$$

4.5.3. RÉGIMES DE FLUIDISATION

Entre le régime fixe et le régime hydraulique se trouve le régime de fluidisation. Le dernier régime cité peut avoir différentes natures selon le fluide utilisé ou encore le type d'écoulement.

4.5.3.1. FLUIDISATION PARTICULAIRE

La fluidisation particulaire est principalement observée dans les lits fluidisés solide-liquide. Il s'agit d'une fluidisation homogène où les particules sont réparties uniformément dans le fluide. On suppose que dans ce genre de régime, la fraction volumique solide dans le lit est égale dans toutes les zones. Dans ce type de régime, il existe une vitesse critique V_c très proche de la vitesse minimale de fluidisation qui fait apparaître des ondes planes, c'est le régime ondulatoire. Au-delà de cette vitesse critique c'est le début d'une instabilité dans le lit qui crée un régime turbulent de structure homogène due aux fluctuations aléatoires.

4.5.3.2. FLUIDISATION AGRÉGATIVE

La fluidisation agrégative se caractérise par la formation de bulles dans le lit et est principalement observée dans les mélanges solide-gaz. Les bulles apparaissent juste après que la vitesse de fluidisation soit atteinte dans un mélange solide-gaz, et leur taille est proportionnelle à la vitesse du fluide : plus la vitesse est élevée et plus les bulles sont

grosses. Dans un mélange solide-liquide, les bulles apparaissent après le régime turbulent. Lorsque le réservoir est de petite dimension, si les bulles atteignent un diamètre très élevé, il se forme des bouchons d'air. Le lit gonfle et diminue d'épaisseur en fonction de l'évacuation des bulles d'air : c'est un régime à piston.

4.5.3.3. FLUIDISATION À PASSAGES PRÉFÉRENTIELS

La fluidisation à passage préférentiel peut se réaliser dans les deux régimes de fluidisation vus précédemment. La fluidisation à passage crée des chemins préférentiels où le fluide circule plus facilement à l'image d'une galerie dans une fourmilière. Les passages préférentiels sont principalement dus à la distribution du fluide qui n'est pas uniforme. Ce type de fluidisation est néfaste pour la séparation solide-liquide, car le contenu du réservoir n'est pas homogène et des risques de blocage de matière ou de siphon peuvent survenir. Un moyen de supprimer ce passage préférentiel est d'optimiser la diffusion du liquide de fluidisation en uniformisant son écoulement sur toute la surface du réservoir.

CHAPITRE 5. MÉTHODOLOGIE

L'étude du comportement hydrodynamique et diphasique d'un classificateur à lit fluidisé nécessite une méthodologie divisée en trois volets : le développement d'un modèle mathématique 3D multiphasique pour décrire l'écoulement du fluide granulaire, une étude expérimentale avec la conception d'un classificateur à échelle réduite (CER) afin de recréer le procédé de séparation solide-liquide et une validation du modèle mathématique avec une comparaison entre les résultats obtenus à l'aide de simulations numériques et les observations effectuées sur le CER ainsi que les données d'usine. Le chapitre suivant comporte donc trois sous chapitres dont le premier est la présentation du modèle mathématique. Le modèle mathématique permet de modéliser l'écoulement du fluide granulaire présent dans le classificateur à l'aide d'équations aux dérivées partielles. Le deuxième sous chapitre constitue la partie expérimentale du projet avec les protocoles expérimentaux, les variables, les paramètres et les mesures récupérées lors des essais pour déterminer les paramètres des corrélations empiriques pour les sous-modèles d'interaction des particules qui seront implémentés aux simulations numériques. Le troisième sous chapitre montre la configuration des simulations numériques effectuées sous le logiciel ANSYS® CFX® ainsi que la programmation nécessaire à ces dernières pour représenter les conditions d'opérations réelles du classificateur. Les résultats numériques permettront également de valider le modèle mathématique. L'ensemble de la méthodologie est représenté à la Figure 5.1 :

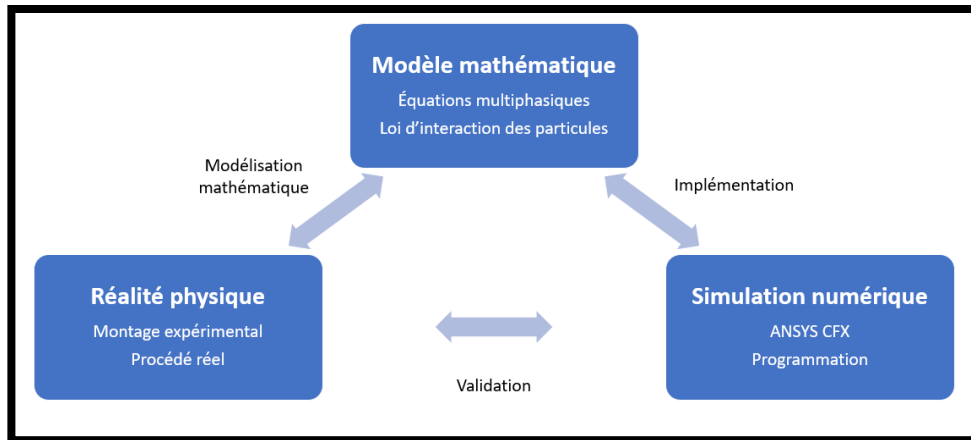


Figure 5.1 : Méthodologie

© Thomas Grillot

5.1. MODÈLE MATHÉMATIQUE

La modélisation mathématique de l'écoulement hydrodynamique d'un fluide solide-liquide dans un classificateur couvre plusieurs phénomènes physiques : une concentration solide variable selon la zone du réservoir, une séparation des particules selon leurs diamètres, une fluidisation de la suspension et un écoulement multiphasique. La modélisation mathématique du classificateur se fera en régime transitoire, c'est-à-dire en fonction du temps. En effet, les sousverses du classificateur s'ouvrent et se referment selon un cycle d'ouverture et un pas de temps définis par l'opérateur. Ceci entraîne un perpétuel état transitoire du lit fluidisé et donc du classificateur qui ne peut être décrit seulement en étude temporelle. La modélisation mathématique sera réalisée en trois dimensions encore une fois à cause des sousverses. Les ouvertures créant des instabilités dans tout le lit entraînent une asymétrie du classificateur qui ne peut être étudié en deux dimensions ou encore en axisymétrie (symétrie autour d'un axe). Le modèle mathématique est dit

phénoménologique, car il représente le phénomène d'écoulement d'un fluide à plusieurs phases donc multiphasique. Le fluide granulaire étant constitué d'eau et de particules solides de plusieurs diamètres, l'étude est basée sur les équations multiphasiques aux dérivées partielles représentant le comportement de chaque phase. Les équations aux dérivées partielles sont développées à partir de bilans locaux. À l'intérieur de ces équations, plusieurs lois de comportement existent, régies par des propriétés physiques qui définissent le comportement d'une phase ou le lien entre deux phases (interphase).

5.1.1. HYPOTHÈSES DU MODÈLE MATHÉMATIQUE

Afin de représenter le procédé de séparation solide-liquide des particules de bauxite pisolitique dans le classificateur et de borner la modélisation mathématique, les hypothèses suivantes ont été faites :

- Le procédé est en régime transitoire.
- Le classificateur n'est rempli que d'eau et de bauxite
- Les bilans de masse sont respectés
- L'écoulement est laminaire
- Le fluide granulaire est considéré newtonien.

5.1.2. ÉQUATIONS DU MODÈLE MATHÉMATIQUE

Le modèle mathématique est composé d'équations aux dérivées partielles qui tirent leur existence de bilans locaux effectués sur un fluide. Les bilans locaux permettent de

résoudre des problèmes avec des transferts de masse ou de quantité de mouvement comme dans le présent projet. Ces bilans locaux sont aussi appelés équations de conservation (Isabelle Gallagher, 1998). Les équations de conservation dans le projet actuel sont appliquées à un volume de fluide en déplacement, il est donc nécessaire de définir la méthode de description du mouvement.

5.1.2.1. DESCRIPTION DU MOUVEMENT

En cinématique des fluides, il existe deux principales descriptions pour étudier le mouvement d'un fluide : la description eulérienne et la description lagrangienne (Bonnetoy, 2019). Dans les deux descriptions il s'agit de décrire la course de toutes les particules dans le fluide à un instant initial t_0 jusqu'à un instant courant t . Pour imager le principe, prenons l'exemple d'un trafic d'automobiles : le trafic représente le fluide et les voitures représentent les particules.

5.1.2.1.1. DESCRIPTION LAGRANGIENNE

La description lagrangienne consiste à suivre chaque voiture à l'aide d'une caméra. Si l'on souhaite connaître le mouvement d'une voiture, il suffit d'étudier la caméra qui lui a été désignée. Dans la description lagrangienne on étudie donc le mouvement d'une particule de sa position initiale jusqu'à sa position à l'instant t . La particule est donc un point matériel dont on caractérise le mouvement par ses positions successives. La description lagrangienne est fortement utilisée pour suivre le mouvement d'une particule

dans un fluide (traceur) par exemple une espèce chimique en faible quantité. Cependant, le principal désavantage est que le gradient de vitesse du fluide est difficilement calculable, car la méthode lagrangienne nécessite de suivre plusieurs particules à la fois en assez grande quantité. On choisira donc la description eulérienne pour suivre l'écoulement général d'un fluide.

5.1.2.1.2. DESCRIPTION EULÉRIENNE

La description eulérienne consiste à placer des caméras le long de la route. Si l'on souhaite connaître le déplacement d'une voiture, il suffit de chercher devant quelles caméras la voiture est passée. La méthode eulérienne est souvent choisie, car elle permet de décrire le mouvement général d'un fluide en observant les particules qui entrent et sortent d'un élément de volume du fluide. Si la description lagrangienne se base sur la vitesse d'une particule, la description eulérienne se base sur le champ des vitesses. La description eulérienne est choisie dans le présent projet, car elle permet de suivre la totalité du fluide qui est composé de plusieurs phases et donc suivre le mouvement de chacune d'entre elles. Cette description donne la vitesse instantanée en chaque point du classificateur pour chaque phase ce qui serait difficilement réalisable avec la description lagrangienne. Les équations de ce chapitre seront donc toutes décrites de manière eulérienne.

5.1.2.2. ÉQUATION DE CONSERVATION

Un bilan effectué sur une grandeur F prend la forme décrite à l'équation (5.1) :

$$\text{Variation de la grandeur } F \text{ contenue dans le volume } \Omega = \text{Flux entrant/sortant par la frontière } \partial\Omega + \text{Création/Dissipation dans du volume } \Omega \quad (5.1)$$

Le bilan ci-dessus est effectué sur un volume Ω avec comme frontière $\partial\Omega$ où $\frac{dF}{dt}$ représente la variation dans le temps pour un volume de contrôle fini, et $\frac{\partial f}{\partial t}$ la variation dans le temps pour un volume infinitésimal où f représente la densité volumique de F définie par l'équation (5.2) :

$$F_{(t)} = \iiint_{\Omega(t)} f_{(t)} \cdot dV \quad (5.2)$$

Le bilan à l'équation (5.1) peut être représenté par la Figure 5.2 :

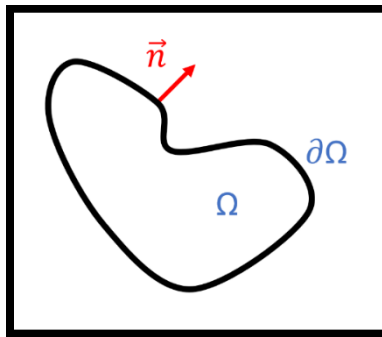


Figure 5.2 : Bilan effectué sur un volume

© Thomas Grillot

Avec $\vec{n}$ le vecteur unitaire normal à la surface $\partial\Omega$.

L'équation (5.1) peut être écrite sous la forme de la variation de F avec Φ le flux net entrant passant par la surface $\partial\Omega$ et Σ le terme source créé dans le volume Ω , ce qui aboutit à :

$$\frac{dF}{dt} = \Phi + \Sigma \quad (5.3)$$

En appliquant l'équation (5.2), la densité volumique f donne l'équation (5.4) :

$$F = \iiint_{\Omega} f \cdot dV \quad (5.4)$$

De même, la densité volumique du terme source s s'exprime par l'équation (5.5) :

$$\Sigma = \iiint_{\Omega} s \cdot dV \quad (5.5)$$

La densité de flux φ entrant par la surface $\partial\Omega$ donne l'équation (5.6) :

$$\Phi = - \oiint_{\partial\Omega} \varphi \cdot \vec{n} \cdot dS \quad (5.6)$$

Le théorème du flux divergent (Théorème de Grenn-Ostrograski) montre l'égalité à l'équation (5.7) pour tout tenseur σ :

$$\iiint_{\Omega} \nabla \sigma \cdot dV = \oiint_{\partial\Omega} \sigma \cdot \vec{n} \cdot dS \quad (5.7)$$

En appliquant ce théorème à l'équation (5.6), on obtient l'équation (5.8) :

$$\Phi = - \iiint_{\Omega} \nabla \varphi \cdot dV \quad (5.8)$$

En insérant les équations (5.4), (5.5) et (5.8) dans (5.3), et sachant que toutes se situent dans un même volume Ω , la forme finale obtenue est appelée équation de conservation (Sini, 2009):

$$\frac{\partial f}{\partial x} = -\nabla \varphi + s \quad (5.9)$$

5.1.2.3. ÉQUATION DE CONTINUITÉ

L'équation de continuité est obtenue en choisissant la masse comme grandeur dans l'équation de conservation et donc la densité volumique équivaut à la densité de grandeur. De plus, on considère que la masse est une grandeur conservative dans le cas d'un fluide granulaire, c'est-à-dire qu'elle ne crée pas, ou ne dissipe de masse supplémentaire par elle-même, donc le terme source s est nul. Ainsi l'équation (5.10) est nommée équation de continuité :

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla(\rho \vec{v}) = 0 \quad (5.10)$$

Avec $\vec{v}$ la vitesse moyenne associée au fluide granulaire.

Dans le cas d'un fluide incompressible, la masse volumique ρ est constante et donc sa dérivée par rapport au temps est nulle. L'équation de continuité devient donc :

$$\nabla \vec{v} = 0 \quad (5.11)$$

5.1.2.4. ÉQUATION DE QUANTITÉ DE MOUVEMENT

L'équation de quantité de mouvement est obtenue en choisissant une quantité de matière qui se déplace $m\vec{v}$ comme grandeur dans l'équation de conservation. Il en découle que la densité de la grandeur est $\rho\vec{v}$. En faisant le bilan des forces et des contraintes appliquées à un élément de volume fluide, on obtient l'équation (5.12) de quantité de mouvement :

$$\rho \left(\frac{\partial \vec{v}}{\partial t} + \vec{v} \cdot \nabla \vec{v} \right) = -\nabla p + \nabla \bar{\tau} + \rho \vec{g} + S \quad (5.12)$$

Avec p la pression, $\bar{\tau}$ le tenseur de contraintes visqueuses, $\vec{g}$ l'accélération gravitationnelle et S le terme source.

L'équation de quantité de mouvement n'est autre que l'application de la seconde loi de Newton, ou principe fondamental de la dynamique appliqué à un volume de fluide :

$$m\vec{a} = \sum \overrightarrow{F_{ext}} \quad (5.13)$$

Dans l'équation de quantité de mouvement, la densité volumique représente la masse par unité de volume dans la seconde loi de Newton. Le terme entre parenthèses dans l'équation (5.12) représente l'accélération comme étant la somme du terme transitoire $\frac{\partial \vec{v}}{\partial t}$ et du terme de convection $\vec{v} \cdot \nabla \vec{v}$. La partie droite de l'équation de quantité de mouvement équivaut à la somme des forces extérieures qui s'exerce sur le fluide, respectivement les forces de pression, les forces volumiques de viscosité et poids. Le terme source S peut contenir toutes les autres forces qui s'appliquent au fluide telles que les interactions entre les phases (interphases). Les termes sont résumés à la Figure 5.3.

$$\rho \left(\frac{\partial \vec{v}}{\partial t} + \vec{v} \cdot \nabla \vec{v} \right) = -\nabla p + \nabla \bar{\tau} + \rho \vec{g} + S$$

The diagram shows the following labels and connections:

- ρ is labeled **m** (mass).
- $\frac{\partial \vec{v}}{\partial t}$ is circled in red and labeled **Terme transitoire** (transient term).
- $\vec{v} \cdot \nabla \vec{v}$ is circled in red and labeled **Terme convectif** (convective term).
- $-\nabla p$ is labeled **F_{pression}** (pressure force).
- $\nabla \bar{\tau}$ is labeled **F_{visqueuse}** (viscous force).
- $\rho \vec{g}$ is labeled **F_{gravité}** (gravity force).
- S is labeled **Source**.

Figure 5.3 : Équation de quantité de mouvement

© Thomas Grillot

5.1.2.4.1. TENSEUR DE CONTRAINTES VISQUEUSES

Le tenseur de contraintes visqueuses $\bar{\bar{\tau}}$ dans le cas d'un fluide newtonien s'exprime de la manière suivante :

$$\bar{\bar{\tau}} = \mu(\nabla \cdot \vec{v} + \nabla \cdot \vec{v}^T) + \left(\lambda - \frac{2}{3}\mu\right) \nabla \cdot \vec{v} \bar{\bar{I}} \quad (5.14)$$

Avec μ la viscosité dynamique et λ la viscosité apparente.

Le tenseur de contraintes visqueuses représente les déformations appliquées sur la portion de fluide étudiée.

5.1.2.5. CAS PARTICULIERS

Il existe de nombreux cas où les équations de continuité et de quantité de mouvement peuvent être simplifiées en faisant des hypothèses sur les propriétés du fluide ou son écoulement. Ces simplifications permettent de rendre le problème plus abordable tout en offrant une très bonne approximation de la réalité.

5.1.2.5.1. ÉQUATIONS DE NAVIER-STOKES

Dans certains cas, la viscosité volumique qui représente la capacité du fluide à subir une expansion ou une compression peut être considérée comme nulle. Par exemple, dans le cas de gaz monoatomique à faible pression ou encore dans des liquides à faible

compressibilité, la viscosité volumique est approximée à zéro. Si le fluide est considéré comme incompressible et newtonien, les équations de continuité et de quantité de mouvement se simplifient et sont appelées équations de Navier-Stokes (5.15) & (5.16).

$$\nabla \vec{v} = 0 \quad (5.15)$$

$$\rho \left(\frac{\partial \vec{v}}{\partial t} + \vec{v} \cdot \nabla \vec{v} \right) = -\nabla p + \mu \nabla^2 \vec{v} + \rho \vec{g} \quad (5.16)$$

5.1.2.5.2. ÉQUATION D'EULER

L'équation d'Euler représente le principe de conservation de la quantité de mouvement pour un fluide non visqueux. Il existe deux cas où cette approximation peut être faite. Le premier est lorsque la vitesse du fluide est très élevée et que le nombre de Reynolds devient très grand ; le régime turbulent est établi. Lors de ce régime, les échanges de quantité de mouvement par viscosité sont négligeables devant la turbulence. Le deuxième cas est dans un fluide parfait à viscosité nulle. La viscosité nulle permet de simplifier l'équation de quantité de mouvement, ce qui donne l'équation (5.17) :

$$\rho \left(\frac{\partial \vec{v}}{\partial t} + \vec{v} \cdot \nabla \vec{v} \right) = -\nabla p + \rho \vec{g} \quad (5.17)$$

5.1.2.5.3. ÉQUATION DE STOKES

À contrario de l'équation d'Euler, l'équation de Stokes s'applique pour les fluides où les forces visqueuses prédominent dû à un nombre de Reynolds très faible.

L'écoulement est stationnaire et les effets inertiels sont négligeables. L'équation de Navier-Stokes se simplifie et donne l'équation de Stokes :

$$0 = -\nabla p + \mu \nabla^2 \vec{v} + \rho \vec{g} \quad (5.18)$$

5.1.2.6. ÉQUATIONS MULTIPHASIQUES

Dans le cas d'un écoulement multiphasique, les équations de continuité et de quantité de mouvement sont appliquées à chaque phase. On identifie chaque composante physique de chaque phase telle que la densité, la fraction volumique ou encore la vitesse par un indice q . La fraction volumique d'une phase étant définie comme :

$$\alpha_q = \frac{V_q}{\sum V_q} \quad (5.19)$$

Le nombre total de phases dans un fluide multiphasique est noté N et permet de définir la relation suivante qui est primordiale comme notion :

$$\sum_N \alpha_q = 1 \quad (5.20)$$

Cette relation signifie que dans un petit élément de fluide, la somme de chaque volume occupé par une phase remplit la totalité du volume de l'élément. Au même titre que la fraction volumique d'une phase, la densité d'une phase représente la masse par unité de volume qu'occupe une phase dans un élément de fluide. La densité de mélange s'exprime par :

$$\rho_m = \sum \alpha_q \rho_q \quad (5.21)$$

Les équations de continuité et de quantité de mouvement sont multipliées par la fraction volumique de la phase attitrée afin d'obtenir les équations partielles du mélange. Par exemple, pour un fluide à q phases, les équations sont les suivantes :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = 0 \quad (5.22)$$

$$\rho_q \left(\frac{\partial \alpha_q \vec{v}_q}{\partial t} + \alpha_q \vec{v}_q \cdot \nabla \vec{v}_q \right) = -\alpha_q \nabla p + \nabla \bar{\tau}_q + \alpha_q \rho_q \vec{g} \quad (5.23)$$

5.1.3. ÉQUATIONS MULTIPHASIQUES D'UN FLUIDE GRANULAIRE

Le modèle mathématique pour un fluide granulaire se compose de deux principales phases : une phase solide et une phase liquide. Lorsque la granulométrie est variée, chaque plage doit être considérée comme une phase. Dans le projet actuel, le solide est divisé en 5 classes granulométriques, donc les équations comporteront 5 phases solides et une phase liquide. Dans la section ci-dessous, seules une phase liquide et une phase solide seront présentées pour simplifier le modèle mathématique.

5.1.3.1. ÉQUATION DE CONTINUITÉ D'UN FLUIDE GRANULAIRE

Les équations de continuité pour les deux phases traduisent que lorsque le fluide est en mouvement, la masse est conservée pour le liquide et pour le solide. Les équations (5.24) et (5.25) présentées sont respectivement celles du liquide et du solide :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_l \rho_l) + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l \vec{v}_l) = 0 \quad (5.24)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) = 0 \quad (5.25)$$

5.1.3.2. ÉQUATION DE QUANTITÉ DE MOUVEMENT D'UN FLUIDE GRANULAIRE

L'équation de quantité de mouvement s'applique aux deux phases (Ku, 2017). En plus des forces de viscosité, de pression et de gravité, un terme supplémentaire intervient dans le membre de droite : la force d'interphase. La force d'interphase traduit la relation qui existe entre le solide et le liquide. Dans le cas d'un fluide granulaire, il s'agit d'une quantité d'échange de mouvement dépendant de la trainée (Joachim Lundberg, 2008). Les équations de quantité de mouvement d'un fluide granulaire pour la phase solide et liquide sont donc :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_l \rho_l \vec{v}_l) + \nabla(\alpha_l \rho_l \vec{v}_l \nabla \vec{v}_l) = -\alpha_l \nabla p + \nabla \bar{\tau}_l + \alpha_l \rho_l \vec{g} + K_{sl}(\vec{v}_s - \vec{v}_l) \quad (5.26)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla(\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \nabla \vec{v}_s) = -\alpha_s \nabla p + \nabla \bar{\tau}_s + \alpha_s \rho_s \vec{g} + K_{ls}(\vec{v}_l - \vec{v}_s) \quad (5.27)$$

Avec $K_{sl} = K_{ls}$ les coefficients d'échange interphase.

5.1.3.2.1. COEFFICIENT D'ÉCHANGE INTERPHASE

Il existe plusieurs corrélations afin de définir le coefficient d'échange interphasique selon la quantité de solide présente dans le fluide (ANSYS, 2006, 2016). Le modèle de Gidaspow combine les corrélations de Wen et Yu, et Ergun (Enrico Da Riva, 2011) afin de couvrir l'étendue de la fraction volumique solide du fluide :

$$K_{sl} = \begin{cases} \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_l |\vec{v}_s - \vec{v}_l|}{d_s} \alpha_l^{-2.65} & \text{pour } \alpha_s < 0.2 \\ 150 \frac{\alpha_s (1 - \alpha_l) \mu_l}{\alpha_l d_s^2} + 1.75 \frac{\rho_l \alpha_s |\vec{v}_s - \vec{v}_l|}{d_s} & \text{pour } \alpha_s > 0.2 \end{cases} \quad (5.28)$$

Avec C_D le coefficient de trainée

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{\alpha_l Re_s} [1 + 0.15(\alpha_l Re_s)^{0.687}] & \text{pour } Re_s < 1000 \\ 0.44 & \text{pour } Re_s > 1000 \end{cases} \quad (5.29)$$

Et Re_s le nombre de Reynolds particulaire en fonction de la vitesse relative du solide :

$$Re_s = \frac{\rho_l \alpha_s |\vec{v}_s - \vec{v}_l|}{\mu_l} \quad (5.30)$$

L'évolution du coefficient d'interphase pour les modèles de Gidaspow, Wen et Yu, et Ergun (Asegehegn, Schreiber, & Krautz, 2011) sont représentés à la Figure 5.4.

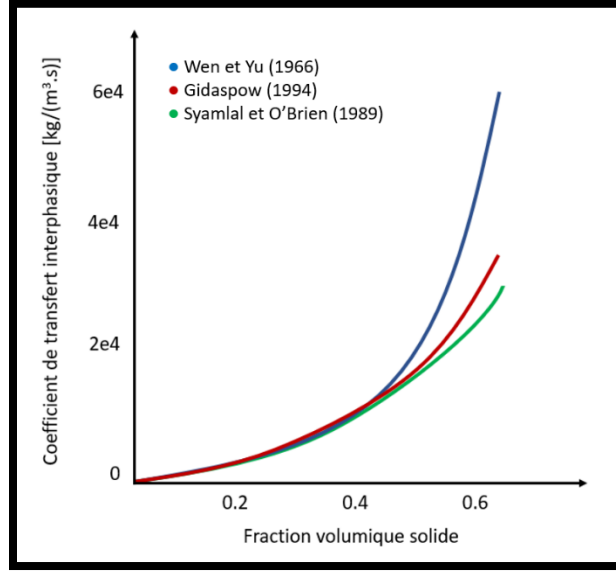


Figure 5.4 : Modèle de coefficient de transfert interphasique

© Thomas Grillot

5.1.3.3. MODÉLISATION DES PARAMÈTRES DU FLUIDE GRANULAIRE

Les paramètres du fluide granulaire se situent dans le tenseur de contraintes visqueuses de la phase solide $\bar{\bar{\tau}}_s$:

$$\bar{\bar{\tau}}_s = -P_s + \mu_s (\nabla \cdot \vec{v}_s + \nabla \cdot \vec{v}_s^T) + \left(\lambda_s - \frac{2}{3} \mu_s \right) \nabla \cdot \vec{v}_s \bar{\bar{I}} \quad (5.31)$$

Avec P_s la pression solide, μ_s la viscosité solide et λ_s la viscosité apparente.

Il existe deux principales approches pour modéliser les paramètres présents dans le tenseur de contraintes visqueuses de la phase solide : la théorie cinétique des gaz et l'approche empirique (Du, Bao, Xu, & Wei, 2006).

5.1.3.3.1. THÉORIE CINÉTIQUE DES GAZ APPLIQUÉE AUX MILIEUX GRANULAIRES

Les milieux granulaires fortement agités à cause d'une faible concentration de solide peuvent avoir un comportement similaire à celui d'un gaz. En effet, les particules solides dans le fluide entrent en collision binaire comme le feraient les molécules d'un gaz. Afin de modéliser le comportement des particules dans un fluide, la théorie cinétique des gaz a été étendue à une plus grande échelle afin de décrire le comportement du fluide granulaire (Chamorro, 2017). De plus, la théorie cinétique des gaz appliquée aux particules d'un fluide a été agrémentée de corrélation afin de s'étendre aux milieux plus denses (D. Gidaspow, 1992, 1994; Iddir & Arastoopour, 2005). Trois nouvelles notions occupent une place importante dans la théorie cinétique des gaz : la température granulaire, la fonction de distribution radiale et le coefficient de restitution.

5.1.3.3.1.1. TEMPÉRATURE GRANULAIRE

La température granulaire représente la fluctuation de la vitesse des particules au carré. De manière physique elle représente la capacité d'une particule à bouger plus ou moins vite (Cornelissen et al., 2007; Goldhirsch, 2008; Songprawat & Gidaspow, 2010).

Par exemple, un grain de sable en haut d'un tas de sable aura de la facilité à se déplacer, sa température granulaire sera donc élevée. Alors qu'un grain situé au sein du tas de sable, prisonnier par les autres grains aura du mal à se déplacer, sa température granulaire sera donc faible.

$$\theta_s = \frac{1}{3} \overrightarrow{v_s} \overrightarrow{v_s} \quad (5.32)$$

5.1.3.3.1.2. FONCTION DE DISTRIBUTION RADIALE

La fonction de distribution radiale est un facteur de correction qui modifie les probabilités de collision entre les particules lorsque le fluide granulaire devient dense (Kuerten & Vreman, 2016; Shuyan Wang, 2009). La fonction de distribution radiale peut être interprétée comme la distance adimensionnelle entre deux sphères par l'équation (5.33) :

$$g_0 = \frac{s + d_p}{s} \quad (5.33)$$

Avec s la distance entre les grains et d_p le diamètre des particules.

Lorsque s tend vers l'infini, comme dans un milieu dilué, la fonction g_0 tend vers 1. Dans le cas contraire, quand s tend vers 0 comme dans un milieu dense g_0 tend vers l'infini traduisant une importante quantité de collisions. Dans la littérature, beaucoup de corrélations existent dont la plus connue est celle d'Ogawa et al (Ding & Gidaspow, 1990) :

$$g_{0,ss} = \left[1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,max}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (5.34)$$

Avec $\alpha_{s,max}$ la fraction volumique solide maximale.

L'équation d'Ogawa et al. est valable pour un fluide avec une phase solide, mais peut être complétée par la formule suivante afin de s'adapter au fluide granulaire avec plusieurs phases solides :

$$g_{0,ss} = \frac{d_m g_{0,ll} + d_l g_{0,mm}}{d_m + d_l} \quad (5.35)$$

L'équation d'Ogawa et al. est appliquée à chaque phase, puis une moyenne pondérée est effectuée à partir du diamètre des particules de chaque phase.

La formule de Lun et al. permet d'appliquer une seule équation afin d'obtenir une fonction de distribution radiale pour un fluide granulaire avec plusieurs phases solides :

$$g_{0,ll} = \left[1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,max}} \right)^{1/3} \right]^{-1} + \frac{1}{2} d_l \sum_{k=1}^N \frac{\alpha_k}{d_k} \quad (5.36)$$

Il existe d'autres équations telles que celle de Syamlal O'Brien ou Ma Ahmadi plus adaptées aux milieux turbulents, ou encore celle de Arastoopour plus précise en milieux très denses (Joachim Lundberg, 2015). L'ensemble des fonctions de distribution radiale

sont représentés à la Figure 5.5 pour une compaction maximale de 0.64 avec un diamètre de particule de 500 μm .

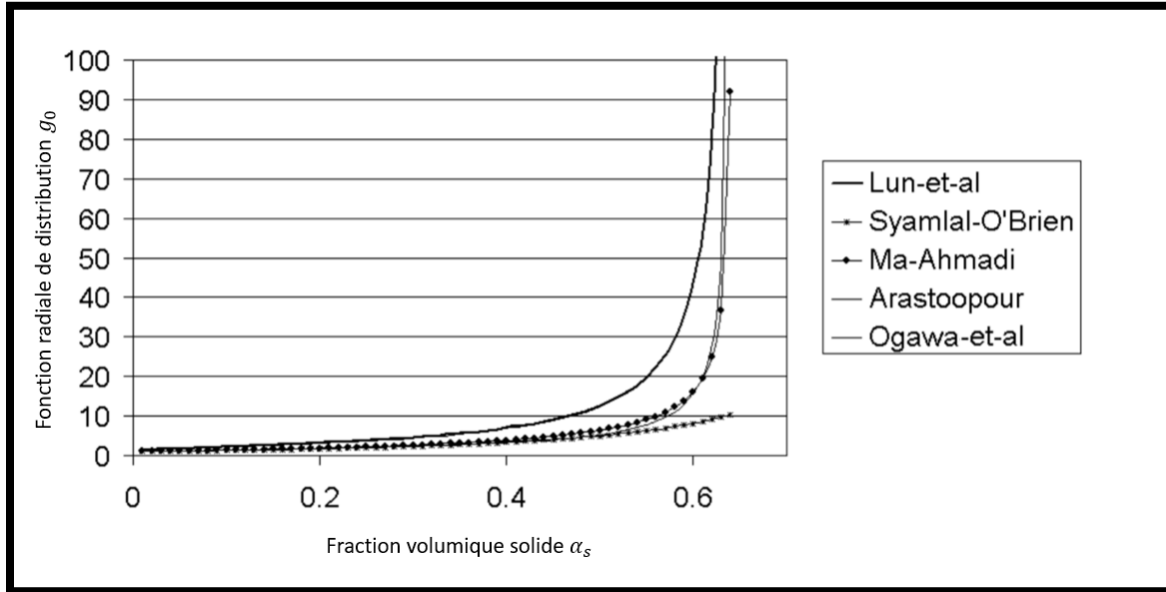


Figure 5.5 : Fonction radiale de distribution

© (Joachim Lundberg, 2015)

5.1.3.3.1.3. COEFFICIENT DE RESTITUTION

Le coefficient de restitution représente le rapport entre la vitesse relative après collision et avant collision. De manière physique, le coefficient représente la capacité de la particule à repartir dans une direction après impact (Ruiz-Angulo & Hunt, 2010; Vincent Acary, 2004). Dans le cas d'un gaz avec des particules de verre, le coefficient est proche de 0.9 sachant que 1 signifie un impact parfait. Dans le cas d'un liquide, le coefficient avoisine zéro, c'est pour cela que l'approche par la théorie cinétique des gaz n'est pas

recommandée dans un milieu granulaire avec un liquide et que l'approche empirique est préconisée. Le coefficient de restitution est défini par l'équation (5.37) :

$$e_{ss} = \frac{\text{vitesse relative après collision}}{\text{vitesse relative avant collision}} \quad (5.37)$$

5.1.3.3.1.4. PRESSION SOLIDE

La pression solide représente la force de compaction que subissent les particules dues aux couches de solide présentes aux dessus d'elles. Elle est exprimée en fonction de la température granulaire, du coefficient de restitution et de la fonction de distribution radiale. Sa formule par l'approche de la théorie cinétique des gaz est décrite à l'équation (5.38) :

$$P_s = \alpha_s \rho_s \theta_s + 2\rho_s(1 + e_{ss})\alpha_s^2 g_{0,ss} \theta_s \quad (5.38)$$

5.1.3.3.1.5. VISCOSITÉ APPARENTE

La viscosité de volume dans le cas d'un fluide granulaire exprime la résistance des particules à subir une expansion ou une compression. Dans la théorie cinétique des gaz, sa formule est décrite à l'équation (5.39) :

$$\lambda_s = \frac{4}{3} \alpha_s^2 \rho_s d_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \sqrt{\frac{\theta_s}{\pi}} \quad (5.39)$$

5.1.3.3.1.6. VISCOSITÉ DYNAMIQUE SOLIDE

Dans la théorie cinétique des gaz (Abrahamsson, Björn, & Rasmuson, 2013), la viscosité dynamique de la phase solide est divisée en trois sous-viscosités : viscosité cinétique, viscosité de collision et viscosité de friction :

$$\mu_s = \mu_{s,col} + \mu_{s,kin} + \mu_{s,fr} \quad (5.40)$$

5.1.3.3.1.7. VISCOSITÉ CINÉTIQUE

La viscosité cinétique apparait dans un milieu très dilué où les collisions entre les particules sont absentes comme dans le haut d'un classificateur. La viscosité cinétique est quasiment nulle dans un milieu dense.

$$\mu_{s,kin} = \frac{\alpha_s \rho_s d_s \sqrt{\theta_s \pi}}{6(3 + e_{ss})} \left[1 + \frac{2}{5} (1 + e_{ss})(3e_{ss} - 1) \alpha_s g_{0,ss} \right] \quad (5.41)$$

5.1.3.3.1.8. VISCOSITÉ DE COLLISION

La viscosité de collision rentre en jeu lorsque la fraction volumique solide devient assez élevée pour faire apparaître des collisions entre les particules. Les collisions sont généralement binaires.

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5} \alpha_s \rho_s d_s g_{0,ss} (1 + e_{ss}) \sqrt{\frac{\theta_s}{\pi}} \quad (5.42)$$

5.1.3.3.1.9. VISCOSITÉ DE FRICTION

La viscosité de friction joue un rôle important lorsque la fraction volumique solide arrive proche de la compaction (Passalacqua & Marmo, 2009). La friction et le roulement entre les particules influent grandement sur le tenseur de contraintes visqueuses dans les milieux très denses. La viscosité de friction est décrite à l'équation (5.43) :

$$\mu_{s,fr} = \frac{P_s \sin \phi}{2\sqrt{I_{2D}}} \quad (5.43)$$

Avec P_s la pression solide, ϕ l'angle de friction interne (Fridrun Podczek, 1996; Kandala & Puri, 2000) et I_{2D} le deuxième invariant du tenseur de contrainte.

5.1.3.3.2. APPROCHE EMPIRIQUE

L'approche empirique est utilisée dans le cadre du présent projet afin de décrire l'évolution de la pression solide et de la viscosité de la phase solide dans un fluide granulaire. Les corrélations empiriques sont généralement obtenues à partir de données expérimentales s'appuyant sur des bases théoriques. L'approche empirique est souvent préférée dans les mélanges solide-liquide denses, car la théorie cinétique des gaz est limitée, proche du seuil de compaction et la résolution des équations devient compliquée. Contrairement à la théorie cinétique des gaz, la viscosité apparente est considérée nulle du fait que les mesures expérimentales sont trop complexes pour quantifier cette variable sur un fluide difficilement compressible.

5.1.3.3.2.1. PRESSION SOLIDE

Le gradient de pression solide $\nabla(\alpha_s P_s)$ s'exprime, contrairement à la théorie cinétique des gaz, comme la somme de trois gradients de pression : gradient de pression cinétique, gradient de pression de collisions et gradient de pression liquide. En plus de représenter la pression qu'exercent les particules les unes contre les autres, la pression solide empêche un compactage abusif pour éviter de dépasser la fraction solide volumique maximale.

$$\nabla(\alpha_s P_s) = \nabla(\alpha_s P_{s.cin}) + \nabla(\alpha_s P_{s.coll}) + \nabla(\alpha_s P_l) \quad (5.44)$$

Dans le cas d'un milieu dense, le gradient de pression de collision devient le facteur prédominant dans la pression solide, rendant le gradient de pression cinétique et le gradient de pression liquide négligeables. L'équation (5.44) se simplifie devenant alors l'équation (5.45) :

$$\nabla(\alpha_s P_{s.coll}) = G(\alpha_s) \nabla \alpha_s \quad (5.45)$$

Avec $G(\alpha_s)$ le module d'élasticité granulaire dépendant de la fraction volumique solide α_s . Le module d'élasticité granulaire est exprimé à l'équation (5.46) :

$$G(\alpha_s) = G_0 e^{c(\alpha_s - \alpha_{sm})} \quad (5.46)$$

Avec G_0 le module d'élasticité de référence (module de Young), c le module de compaction et α_{sm} la fraction solide volumique maximale.

L'équation montre que le module de compaction c étant à l'exponentielle a une grande influence sur la pression solide contrairement au module d'élasticité de référence. C'est pour cela que la valeur de G_0 est généralement fixée à 1, car sa variation est insignifiante comparativement au module de compaction. Le module de compaction varie généralement entre 20 et 600 selon les fluides granulaires (Bezbaruah, 1991) et son effet est représenté à la Figure 5.6. Dans le cas du présent projet, la valeur de c est fixée à 20, limitant ainsi la compaction abusive des particules.

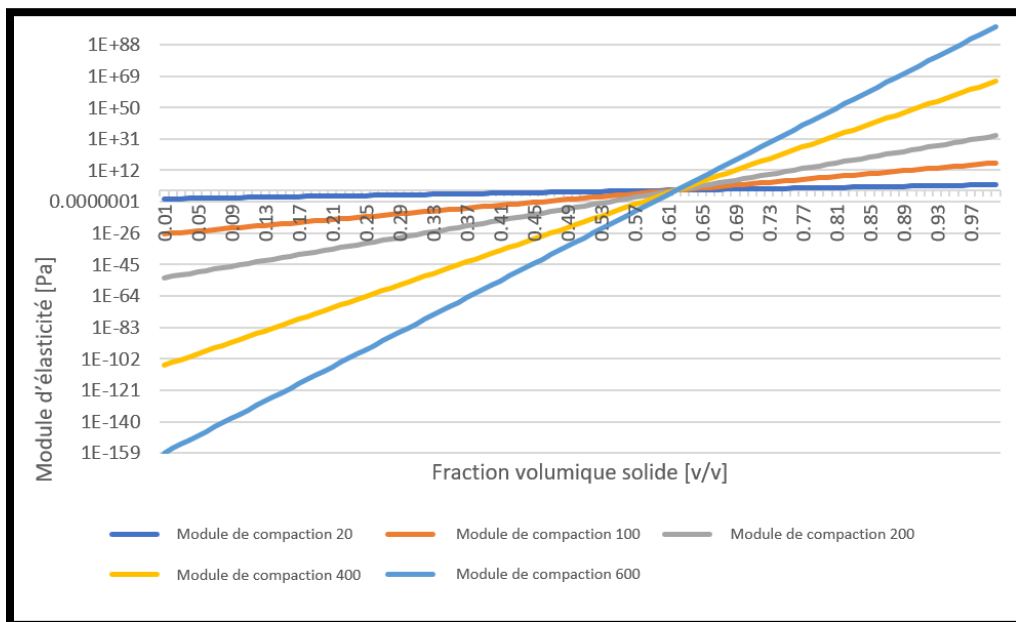


Figure 5.6 : Module d'élasticité en fonction de la fraction volumique solide

© Thomas Grillot

5.1.3.3.2.2. VISCOSITÉ DYNAMIQUE SOLIDE

Contrairement à la théorie cinétique des gaz, l'approche empirique décrit la viscosité dynamique du solide comme une fonction mathématique avec comme variable la fraction volumique solide. Dans un fluide granulaire, plus la concentration en solide est élevée et plus la viscosité va croître. La viscosité évolue différemment s'il s'agit d'un milieu gaz-solide ou liquide-solide. Par exemple, pour un mélange gaz-solide, la viscosité restera très basse tant que la fraction volumique solide n'atteint pas au moins 60 %, avant d'augmenter brusquement jusqu'au seuil de compaction. Dans un milieu solide-liquide, la viscosité aura tendance à augmenter progressivement en fonction de la fraction volumique solide. Il existe de nombreuses corrélations empiriques qui décrivent l'évolution de la viscosité solide, mais les principales d'entre elles sont pour un mélange gaz-solide et très peu de corrélations sont proposées pour les milieux solide-liquide (Konijn et al., 2014). Les principales corrélations sont les modèles de Einstein, Frankel et Graham respectivement représentés aux équations (5.47), (5.48) et (5.49).

Le modèle d'Einstein est conçu pour les milieux dilués d'où le fait que la fraction volumique solide maximale n'apparaît pas dans son équation.

$$\mu_s = \mu_l(1 + 2.5\alpha_s) \quad (5.47)$$

À contrario le modèle de Frankel est conçu pour les milieux où la compaction est quasiment atteinte. Il permet de décrire l'évolution de la viscosité près de la fraction volumique maximale.

$$\mu_s = \mu_l \frac{9}{8} \left(\frac{[\alpha_s/\alpha_{sm}]^{1/3}}{1 - [\alpha_s/\alpha_{sm}]^{1/3}} \right) \quad (5.48)$$

Enfin, le modèle de Graham permet de décrire la viscosité solide sur l'étendue de la fraction volumique solide. Ce modèle est le plus complet, mais est cependant recommandé pour les milieux solide-liquide.

$$\mu_s = \mu_l \frac{9}{8} \left(\frac{[\alpha_s/\alpha_{sm}]^{1/3}}{1 - [\alpha_s/\alpha_{sm}]^{1/3}} \right) \quad (5.49)$$

$$\text{Avec } \psi = \frac{1 - (\alpha_s/\alpha_{sm})^{1/3}}{(\alpha_s/\alpha_{sm})^{1/3}}$$

Un des objectifs du présent projet est de développer une corrélation empirique capable de représenter le comportement de la viscosité du mélange de bauxite et d'eau présent dans le classificateur. Pour développer ces corrélations, une série de tests est effectuée sur un classificateur à échelle réduite qui permettra de représenter et d'étudier la séparation solide-liquide.

5.2. MÉTHODOLOGIE EXPÉRIMENTALE

Afin d'étudier le comportement et le déplacement d'un fluide granulaire dans un classificateur, il est nécessaire de prendre en compte plusieurs variables et paramètres. L'analyse du fluide se fera sur deux montages : un classificateur à échelle industrielle

présent dans l'usine Andoom à Weipa en Australie, et un montage expérimental composé d'un classificateur à échelle réduite (CER) dans le laboratoire Jean Doucet du Centre universitaire de recherche sur l'aluminium (CURAL) à l'Université du Québec à Chicoutimi (UQAC). Une analyse des conditions d'opération et du mélange solide-liquide permettra d'effectuer la mise à l'échelle du classificateur à l'échelle laboratoire et de vérifier si le procédé de classification est correctement représenté. Dans un premier temps, l'étude de l'influence des paramètres d'entrée sur ceux de sortie permettra d'optimiser la classification des particules en mesurant la quantité de fines à la sousverse. Dans un second temps, l'étude du lit fluidisé permettra de développer les corrélations empiriques et de valider le modèle mathématique. Les sections qui suivent portent donc sur le mélange solide-liquide utilisé dans les deux classificateurs, la description des deux montages, la mise à l'échelle réduite, le protocole expérimental ainsi que les variables, paramètres et mesures effectuées en usine et en laboratoire.

5.2.1. MÉLANGES SOLIDE-LIQUIDE

Tel que mentionné dans le chapitre 2, le classificateur présent à l'usine d'Andoom est alimenté avec un mélange solide-liquide composé de bauxite pisolitique et d'eau. Le principal inconvénient avec le mélange de bauxite et d'eau est que ce dernier est opaque ce qui nuit grandement à l'étude de son comportement en laboratoire. Pour remédier à ce problème un mélange de substitution a dû être élaboré afin que l'étude en laboratoire soit réalisable dans les meilleures conditions. De ce fait, les prochaines sections porteront sur le mélange utilisé en usine ainsi que sur le matériel de substitution utilisé en laboratoire.

5.2.2. MÉLANGE SOLIDE-LIQUIDE EN USINE

Le matériel utilisé en usine est un mélange de bauxite pisolitique et d'eau à environ 66% solide poids/poids à l'entrée du classificateur. La concentration du mélange peut être modifiée en ajoutant plus ou moins d'eau, mais le débit solide restera le même dans tous les cas (contrainte-usine). On rappelle que la densité de la phase solide, la bauxite pisolitique, est de 2400 kg/m^3 et que la densité de la phase liquide, l'eau, est de 997 kg/m^3 . Avec une fraction massique solide de 66%, la densité totale du mélange avoisine donc les 1630 kg/m^3 . Une autre caractéristique du mélange de bauxite humide est sa plage granulométrique qui est très étalée. En effet, la taille des particules varie entre $45 \text{ }\mu\text{m}$ et 22.6 mm de diamètre selon la distribution granulométrique citée au chapitre 2. Un échantillon du mélange utilisé en usine est illustré à la Figure 5.7.



Figure 5.7 : Échantillons de bauxite : 4 mm, 1 mm et $45 \text{ }\mu\text{m}$

© Éric Lemay

Afin de faciliter la compréhension des données, les 20 classes granulométriques du mélange de bauxite et d'eau n'apparaissent pas dans les informations présentes dans les campagnes de mesures. Seulement 5 classes granulométriques représentatives du mélange sont sélectionnées. Le pourcentage solide des classes granulométriques du mélange présentes à l'entrée du classificateur est indiqué au Tableau 5.1.

Tableau 5.1 : Classes granulométriques simplifiées

Diamètre	[45µm et moins]	[45 mm ; 0.5 mm]	[0.5 mm ; 1mm]	[1mm ; 4 mm]	[4mm et plus]
Pourcentage [p/p]	22.5%	6.9%	2.7%	18.5%	49.4%

5.2.2.1. MÉLANGE SOLIDE-LIQUIDE EN LABORATOIRE

Le principal objectif de la partie expérimentale est de pouvoir observer le comportement et l'écoulement du fluide granulaire présent dans le classificateur. Cependant, lorsque les fines particules de bauxite se mélangent avec l'eau, le mélange devient opaque et son comportement est impossible à visualiser comme le montre la Figure 5.8 :

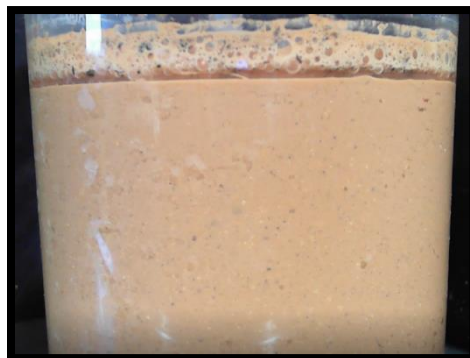


Figure 5.8 : Mélange opaque de bauxite humide

Afin de remédier au problème visuel, la phase solide constituée de bauxite est substituée par un ensemble de billes de verre. Le choix du matériel de substitution est basé sur plusieurs critères, dont la visibilité dans l'eau, la densité, la morphologie et la capacité à reproduire la granulométrie de la bauxite pisolitique. Le verre étant un matériau inerte dans l'eau, il ne se dissout pas et permet de garder la visibilité du fluide particulaire. Le second critère est la densité qui doit être égale à la densité de la bauxite. Le verre étant composé de silice, sa densité est de 2400 kg/m^3 ce qui correspond exactement à celle de la bauxite pisolite. Le fait d'avoir une masse volumique égale permet de représenter adéquatement le processus de séparation solide-liquide, car comme il a été mentionné dans le chapitre 3, lors de la chute d'une particule dans l'eau, la masse de cette dernière joue le premier rôle dans la formule de la vitesse de sédimentation. En se basant de nouveau sur la formule de la vitesse de sédimentation, la morphologie, dont découlent l'aire et le volume, est également un critère important. Il faut donc que le matériel ait un aspect sphérique comme la bauxite pisolitique. Les billes de verre sont donc un choix tout à fait approprié étant parfaitement sphériques et de plus cela facilite la modélisation mathématique en simplifiant les équations vues à la section 5.1 par un diamètre constant. Le dernier critère du matériel de substitution doit être la capacité à couvrir la plage granulométrique de la bauxite au complet. Les billes de verre sont disponibles en plusieurs diamètres, il est donc facile de représenter chaque classe granulométrique. Trois échantillons de billes de verre sont montrés à trois grossissements différents à la Figure 5.9.



Figure 5.9 : Échantillons de billes de verre : 4 mm, 1 mm et 45 µm

© Éric Lemay

Cependant, pour des raisons techniques, seulement quelques classes seront représentées. Dans un premier temps, seulement deux classes de particules seront représentées : les fines et les grosses. La grande différence de diamètre permet d'observer la séparation des particules de manière optimale. Dans cette première partie, seulement le lit fluidisé sera l'objet de l'étude. Le choix des classes est effectué en scindant en deux l'ensemble des particules : celles de moins de 1 mm sont considérées comme fines, et les autres sont grosses. Cette classification simplifiée donne le mélange binaire exprimé au Tableau 5.2.

Tableau 5.2 : Classe granulométrique mélange binaire

Diamètre	Fines particules	Grosses particules
	[150 µm ; 300 µm]	[1 mm ; 2 mm]
Pourcentage [p/p]	30%	70%

Dans un deuxième temps, afin de reproduire de manière plus fidèle le fluide particulaire présent dans le procédé complet en usine, 5 classes représentatives du mélange sont sélectionnées avec les pourcentages massiques présentés dans le Tableau 5.3 :

Tableau 5.3 : Classes granulométriques des billes de verre utilisées en laboratoire

Diamètre	[45µm ; 88 µm]	[150µm ; 212 µm]	[420µm ; 590 µm]	[1mm ; 1.2 mm]	[1.2mm ; 1.4mm]
Pourcentage [p/p]	21%	3.5%	2%	3%	70.5%

La classe de particules entre 1.2 et 1.4 mm a été sélectionnée comme la borne supérieure pour deux raisons. La première raison est pour respecter le rapport de taille entre le plus gros diamètre de particules et la taille des sousverses en usine illustré à la Figure 5.10. Le diamètre maximum des particules étudiées en usine est situé entre 9 et 22 mm et les sorties du classificateur en usine mesurent 150 mm ; le rapport entre les deux diamètres donne 0.08. Sachant que le diamètre des sorties du CER est de 16.9 mm (contraintes techniques), en appliquant le rapport trouvé de 0.08, la taille de particule maximale étudiée doit être de 1.4 mm. Aux alentours de cette taille, les sorties ne risquent pas de se boucher.

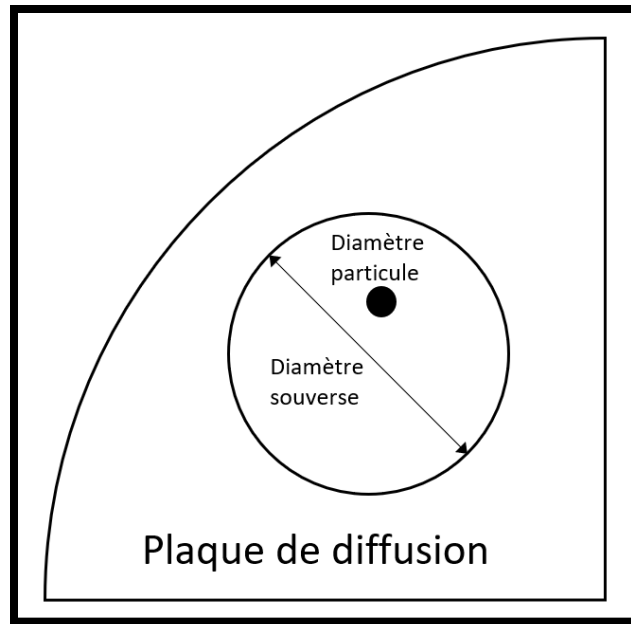


Figure 5.10 : Illustration du rapport entre le diamètre des particules et celui des sousverses

© Thomas Grillot

La deuxième raison est que les particules de 1 mm et plus sont les premières à rester au fond du classificateur à cause de leur poids et vont constituer un lit solide. Les particules avec un diamètre plus élevé (2 mm à 9 mm) resteront également dans le fond du réservoir, il est donc possible de remplacer ces dernières par des particules de 1.2 mm à 1.4 mm étant donné qu'elles ont le même comportement. En remplaçant les très grosses particules par des classes entre 1.2 mm et 1.4 mm, la formation de bouchon aux sorties est impossible, et le lit fluidisé aura le même comportement que dans le classificateur à échelle industrielle.

La principale différence entre la bauxite pisolitique et les billes de verre est la rugosité en surface. La rugosité joue un rôle important dans la friction des particules, mais cette dernière apparaît seulement lorsque la compaction est forte. Dans le cas du

classificateur, toutes les particules sont en suspension plus ou moins forte, donc la compaction n'est jamais très élevée. Il en résulte donc que la rugosité en surface a un moindre effet sur la séparation des particules dans un classificateur à lit fluidisé.

5.2.3. CLASSIFICATEURS

Deux échelles de classificateurs sont étudiées dans le projet de doctorat actuel. Le premier classificateur se trouve en usine et des campagnes de mesures sont effectuées sur ce dernier afin de fournir assez de données pour son étude. Le deuxième classificateur est à échelle réduite et est utilisé pour les essais expérimentaux.

5.2.3.1. CLASSIFICATEUR USINE

Le classificateur présent à l'usine Andoom à Weipa en Australie est à échelle industrielle : le réservoir cylindrique fait 6 mètres de haut par 4 mètres de diamètre. Le temps de résidence moyen des particules dans le classificateur a été calculé en divisant le volume total du réservoir par le débit volumique des sousverses. Ce calcul donne une bonne approximation du temps de résidence des particules qui avoisine les 10 minutes. Au bout de ces 10 minutes, le classificateur est considéré comme stable et la prise de mesure est considérée viable (Green, 2008). Les principaux composants du classificateur sont le puits d'alimentation, les sousverses et la plaque de diffusion jumelée au plénum.

5.2.3.1.1. ALIMENTATION

Le système d'alimentation de la bauxite consiste à un conduit qui dirige le mélange dans le classificateur à travers une pièce en Y comme l'illustre la Figure 5.11.

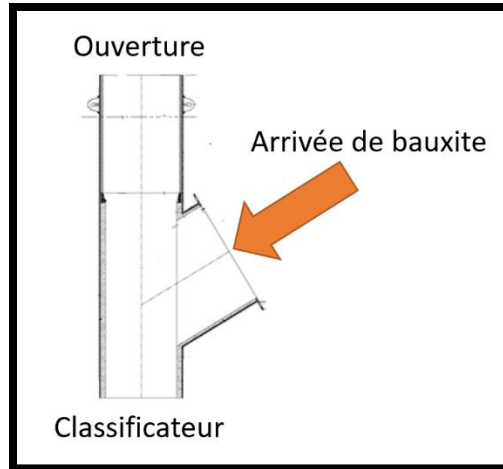


Figure 5.11 : Schéma d'alimentation de la bauxite dans le classificateur

© Damien Boudeville

Lors des premiers essais expérimentaux, il a été observé que le flux de bauxite provenant de l'alimentation était très puissant, concentré et direct. Ceci engendrait deux types de problèmes. Le premier est la formation de chemins préférentiels qui rendaient l'écoulement non uniforme dans le classificateur. Le second est une force d'impact trop importante dans le fond du classificateur à cause de la puissance du jet de bauxite qui rend le lit fluidisé instable. Les deux problèmes sont illustrés à la Figure 5.12.

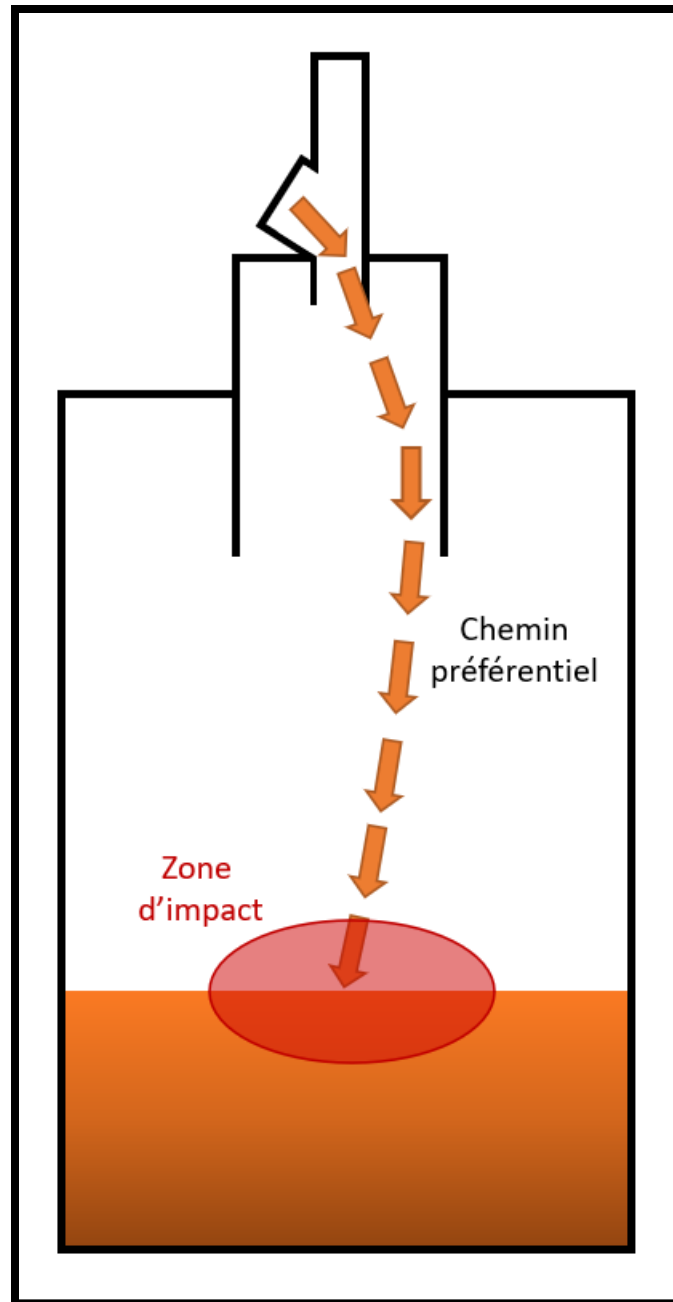


Figure 5.12 : Problèmes liés à l'injection directe

© Thomas Grillot

Afin de remédier à ces deux problèmes, un cône de diffusion est mis en place ainsi qu'un rétrécissement à l'extrémité de la pièce en Y (D. Boudeville, 2017). Ceci a pour effet

de centraliser le jet de bauxite sur le sommet du cône qui va se diffuser uniformément le long de la surface conique. En plus d'uniformiser l'écoulement dans le classificateur, le cône de diffusion atténue l'impact du jet dans le fond du classificateur rendant le lit fluidisé stable. La géométrie avec le cône de diffusion est celle choisie pour l'étude du comportement hydrodynamique du classificateur, car elle offre un meilleur rendement que la précédente. Le cône de diffusion ainsi que ses dimensions sont représentés respectivement à la Figure 5.13 et Figure 5.14.



Figure 5.13 : Cône de diffusion

© Damien Boudeville

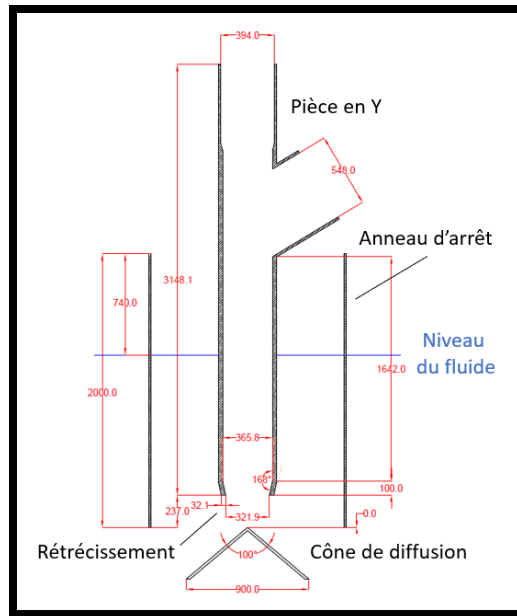


Figure 5.14 : Dimensions du cône de diffusion (en mm)

© Damien Boudeville

5.2.3.1.2. SOUSVERSES

Les sousverses situées dans le fond du réservoir permettent la décharge du solide désiré de manière continue. La particularité du classificateur étudié est qu'il dispose de 4 sousverses qui s'ouvrent de manière successive. Ceci a pour impact l'uniformisation du lit fluidisé, car les sousverses évacuent le solide en plusieurs endroits différents au lieu d'un seul. Les sousverses sont de forme conique tronquée avec un rétrécissement continu allant de 250 mm de diamètre pour la partie supérieure à 150 mm de diamètre pour la partie inférieure. Chaque sousverse traverse la chambre du plénum jusqu'à des clapets magnétiques qui ont la capacité de se fermer et s'ouvrir de manière quasiment instantanée.

Les sorties sont donc considérées soit totalement ouvertes soit totalement fermées. Le positionnement et les dimensions des sousverses sont représentées à la Figure 5.15.

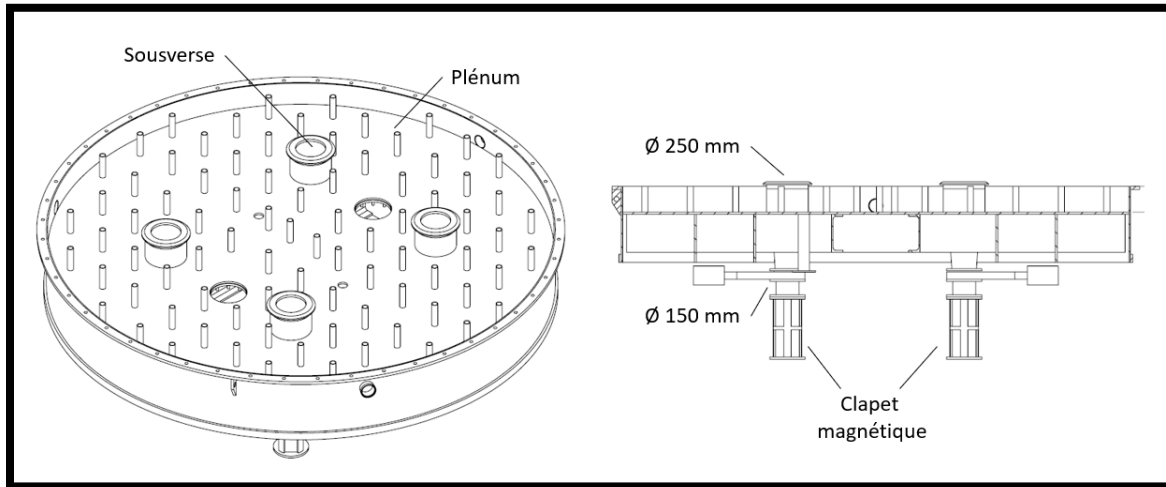


Figure 5.15 : Positionnement et dimensions des sousverses

© Pascal Vandal

5.2.3.1.3. PLAQUE DE DIFFUSION ET PLÉNUM

Le plénum et la plaque de diffusion qui y est couplée sont deux éléments du classificateur qui permettent la mise en suspension du lit fluidisé de manière uniforme dans tout le réservoir. La chambre du plénum est un réservoir annexe, placé sous le classificateur, rempli d'eau mise sous pression. Lorsque la pression est assez élevée, l'eau s'échappe par la plaque de diffusion qui fait la jonction entre le plénum et le classificateur. L'eau passe à travers plus de 3000 orifices de 25 mm de diamètre répartis sur toute la surface. Plus la pression dans la chambre du plénum sera élevée, plus la vitesse du fluide passant par les trous le sera et donc la fluidisation sera d'autant plus importante. Afin de

prévenir toute présence de solide dans le plénum qui serait nuisible à la fluidisation, chaque orifice de la plaque est comblé par un gicleur qui ne laisse passer le fluide que dans un sens. Si l'alimentation de l'eau du plénum est interrompue, alors les gicleurs se referment, empêchant ainsi un retour de solide. L'ensemble plénum et plaque de diffusion est représenté à la Figure 5.16, de même qu'une illustration des gicleurs.

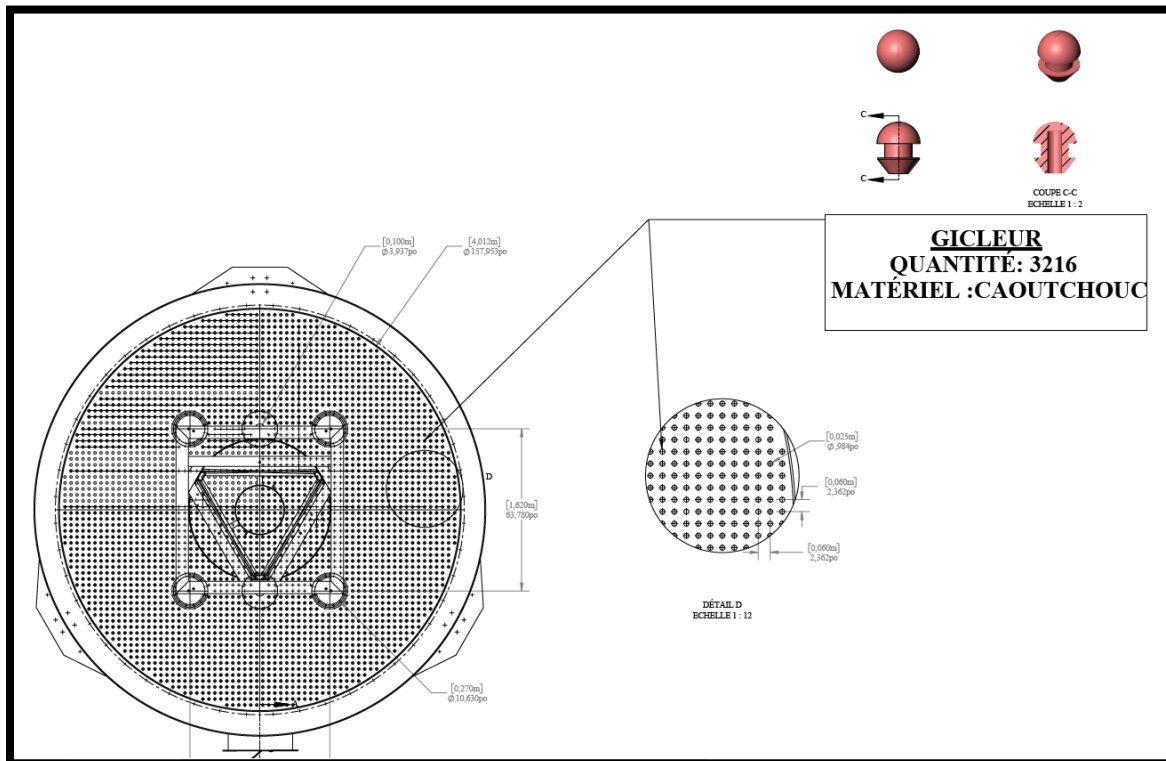


Figure 5.16 : Configuration de la plaque de diffusion et illustration des gicleurs

© Pascal Vandal

5.2.3.2. CLASSIFICATEUR LABORATOIRE

Un classificateur à échelle réduite (CER) a été construit afin d'observer le comportement et l'écoulement du fluide granulaire. Le CER a été conçu de façon à reproduire le processus de classification en continu qui s'effectue à l'usine Andoom. De plus, le réservoir du classificateur a été fabriqué en feuilles transparentes d'acrylique, ce qui permet une observation du fluide granulaire. Un des principaux avantages du CER est son temps de résidence beaucoup plus petit que celui du classificateur à échelle industrielle. En effet, le CER a un temps de résidence de 40 secondes, ce qui engendre des essais beaucoup plus courts, moins énergivores, une quantité de matériel plus faible, ce qui est finalement moins coûteux. La géométrie du CER reprend fidèlement celle du classificateur en usine. Le CER dispose d'un puits d'alimentation, de quatre sousverses et une plaque de diffusion jumelés avec un plénum. Le réservoir en feuilles transparentes d'acrylique mesure 40 cm de haut par 25 cm de diamètre. Les autres dimensions du réservoir ont dû être calculées en se basant sur une valeur adimensionnelle qui relie le classificateur en usine et le CER : la vitesse ascensionnelle. La vitesse ascensionnelle du classificateur en usine se calcule en divisant le débit volumique à la surverse par la surface de cette dernière. La vitesse obtenue est de 5 mm/s et doit être la même dans le CER. Connaissant la surface de la surverse du CER il est possible de déduire le débit passant par cette dernière et donc les autres débits (alimentation, plénum). Le débit total passant par la surverse se situe aux alentours de 13 L/min. L'ensemble du CER est représenté à la Figure 5.17, et une photo en laboratoire à la Figure 5.18.

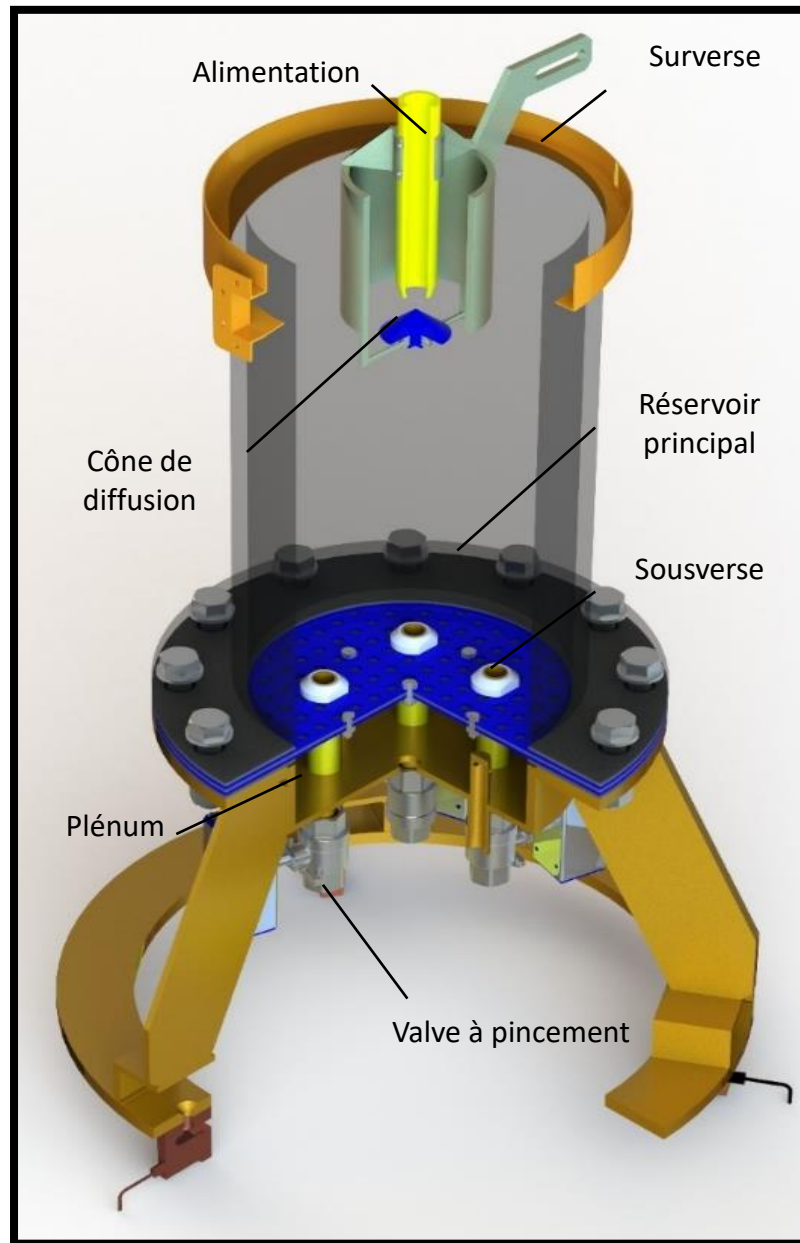


Figure 5.17 : Ensemble du CER

© Pascal Vandal



Figure 5.18 : Photo du CER

© Éric Lemay

5.2.3.2.1. ALIMENTATION

L'alimentation reprend le cône de diffusion du classificateur en usine. Ce design d'alimentation permet d'uniformiser l'écoulement du fluide granulaire ainsi que de limiter la force d'impact du jet dans le fond. Le débit total passant par l'alimentation est calculé à partir du débit de la surverse. Entre le débit massique de surverse et le débit massique d'alimentation dans le classificateur en usine il y a un rapport de 0.3. Après conversion, le débit total passant par l'alimentation est donc de 32 L/min. Le pourcentage solide reste le

même qu'en usine à savoir 66% poids/poids. L'alimentation avec cône de diffusion est représentée à la Figure 5.19.

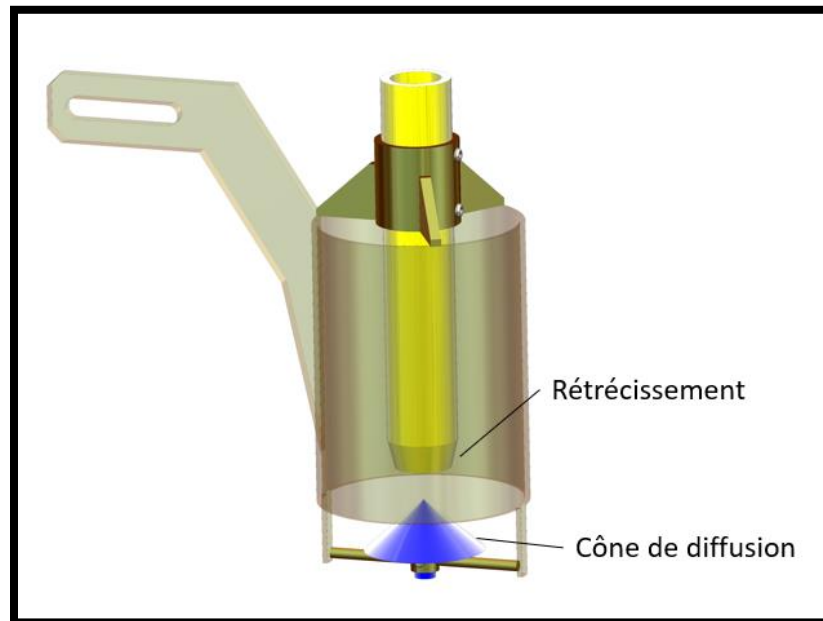


Figure 5.19 : Alimentation CER

© Pascal Vandal

5.2.3.2.2. SOUSVERSES

Un des plus gros défis lors de la conception du CER est le fonctionnement des sousverses. Afin de représenter les clapets magnétiques à une plus petite échelle, des valves à pincement ont été sélectionnées. Ces dernières permettent de bloquer le fluide granulaire sans pour autant se boucher comme le feraient des valves à billes. Les valves à pincement sont constituées d'un tuyau flexible qui se gonfle lorsque de l'air sous pression est envoyé dans la valve. Ceci a pour effet de pincer le fluide, d'arrêter le débit et d'éviter tout blocage. Le principe de fonctionnement est illustré à la Figure 5.20.

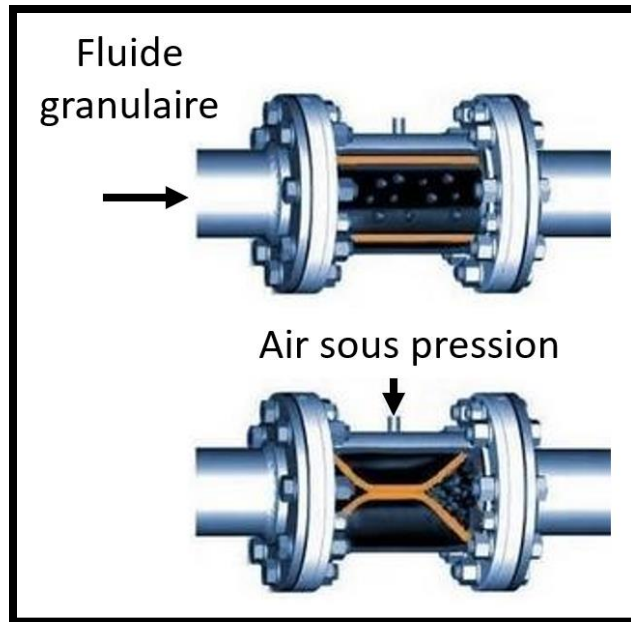


Figure 5.20 : Valve à pincement

© 2020 Sames Kremlin

L'air sous pression est contrôlé par un automate qui assure l'injection d'air sous pression dans une des quatre valves qui permettent la fermeture des sousverses. L'automate permet donc de fermer ou ouvrir les valves dans le temps selon la procédure que l'opérateur aura choisie. Une valve à pincement est située sous chaque sousvere du réservoir, reprenant ainsi parfaitement le design du classificateur en usine. L'ensemble des sousverses est illustré à la Figure 5.21.



Figure 5.21 : Photo des quatre sousverses CER

© Éric Lemay

5.2.3.2.3. PLAQUE DE DIFFUSION

Le second grand défi de la conception du CER est la plaque de diffusion. La performance du lit fluidisé dépend grandement de l'uniformité du courant ascendant d'eau par la plaque de diffusion. Des premiers essais ont été réalisés avec une plaque de caoutchouc mordu entre deux plaques d'acier mais la fluidisation n'était ni uniforme, ni constante. La première version de la plaque de diffusion est représentée à la Figure 5.22 :



Figure 5.22 : Photo de la première version de la plaque de diffusion

© Éric Lemay

Afin d'obtenir une fluidisation uniforme, la chambre du plénum fut divisée en plusieurs étages. La chambre du plénum est alimentée par deux diffuseurs situés au plus bas de celle-ci. L'eau remplit la première section du plénum avant de se diriger à l'étage supérieur en passant au travers d'une plaque d'acrylique trouée uniformément. Deux étages de billes de verre de 2 mm permettent d'uniformiser l'écoulement et de faire monter la pression plus rapidement dans le plénum. Une fois l'eau passée au travers de ces deux étages de billes, cette dernière passe au travers d'une plaque constituée d'ouvertures hexagonales, appelée « nid d'abeilles », qui permet de rendre l'écoulement parfaitement laminaire et vertical. Enfin, l'eau passe au travers d'un tamis de 45 μm solidifié par un grillage. Ce dernier sous ensemble permet d'empêcher le retour de solide dans la chambre du plénum à l'instar des gicleurs dans le classificateur à échelle industrielle. L'ensemble

du plénum est traversé par les 4 sousverses. Un schéma résumant le principe de fonctionnement est présenté à la Figure 5.23.

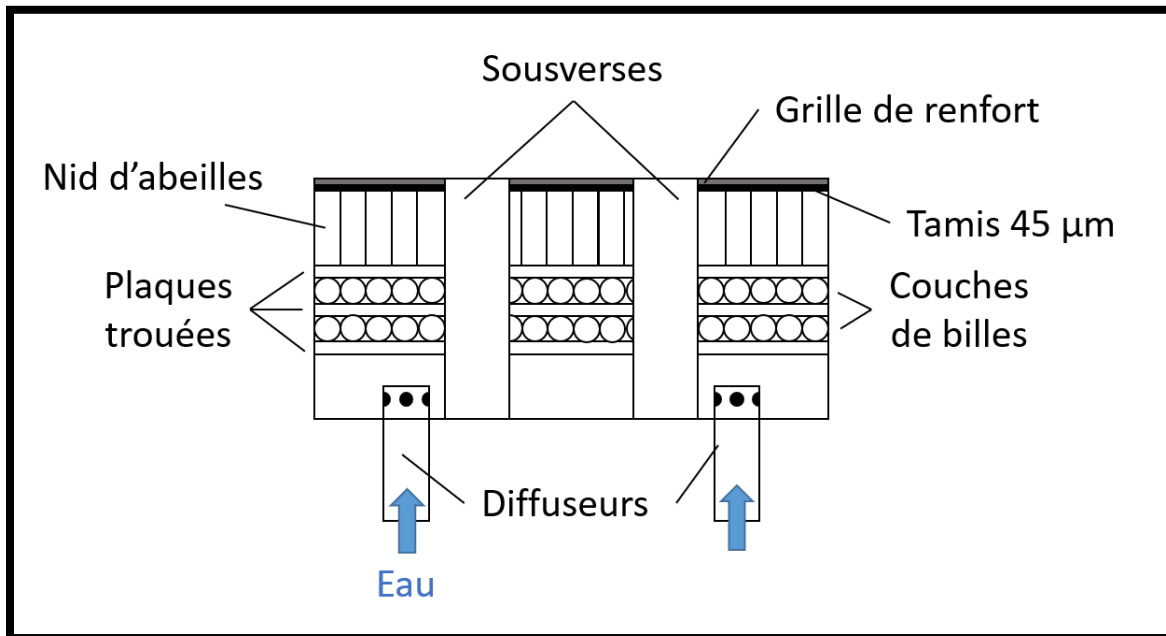


Figure 5.23 : Schéma de la plaque de diffusion et du plénum

© Thomas Grillot

5.2.3.3. CONFIGURATION ET OPÉRATION DES CLASSIFICATEURS

Cette section décrit la configuration et l'opération du classificateur industriel de l'usine Andoom à Weipa en Australie, d'une part, et celles du montage expérimental du CER au laboratoire Jean Doucet du CURAL à l'UQAC, d'autre part.

5.2.3.3.1. INSTALLATION USINE ANDOOM

Comme mentionné dans le chapitre 2, le classificateur industriel est alimenté par un cyclone situé au-dessus. Le débit massique moyen d'alimentation est de ± 791 t/h avec une fraction solide massique d'environ $\pm 66\%$. Dans ce mélange, 14% de particules fines en moyenne sont encore présentes. Selon la demande de l'usine, le débit d'alimentation peut varier en ajoutant un débit d'eau plus ou moins fort, mais le débit solide reste toujours le même en raison des contraintes de production et d'opération. Le plénum est quant à lui alimenté en eau à un débit de ± 194 t/h, et peut être modifié à la demande de l'opérateur. Par la suite, le liquide surnageant s'écoule à un débit de ± 230 t/h à la surverse à une fraction massique solide de $\pm 25\%$. Dans le mélange s'écoulant par la surverse, $\pm 4\%$ du poids est constitué de particules fines qui sont acheminées vers des réservoirs annexes pour décantation. La suspension de solide dans le fond du réservoir est évacuée à l'aide des sousverses qui s'ouvrent chacune leur tour, toutes les cinq secondes, selon un cycle circulaire. Le débit total passant par les sousverses est de ± 700 t/h à une fraction massique solide de $\pm 62\%$. Le pourcentage de fines ciblé à la sousverse du classificateur industriel serait dans l'idéal de 0% (objectif du projet), mais avec les conditions d'opérations actuelles, ce dernier s'élève à $\pm 10\%$ poids/poids. La bauxite humide chute ensuite par gravité puis est acheminée au système d'assèchement tel que décrit au chapitre 2.

5.2.3.3.2. MONTAGE EXPÉRIMENTAL LABORATOIRE JEAN DOUCET (UQAC)

Le montage expérimental du laboratoire Jean Doucet permet d'alimenter le CER tout en respectant le procédé d'opération en usine. L'ensemble du montage est illustré à la Figure 5.24 et une description détaillée sera faite dans cette section.

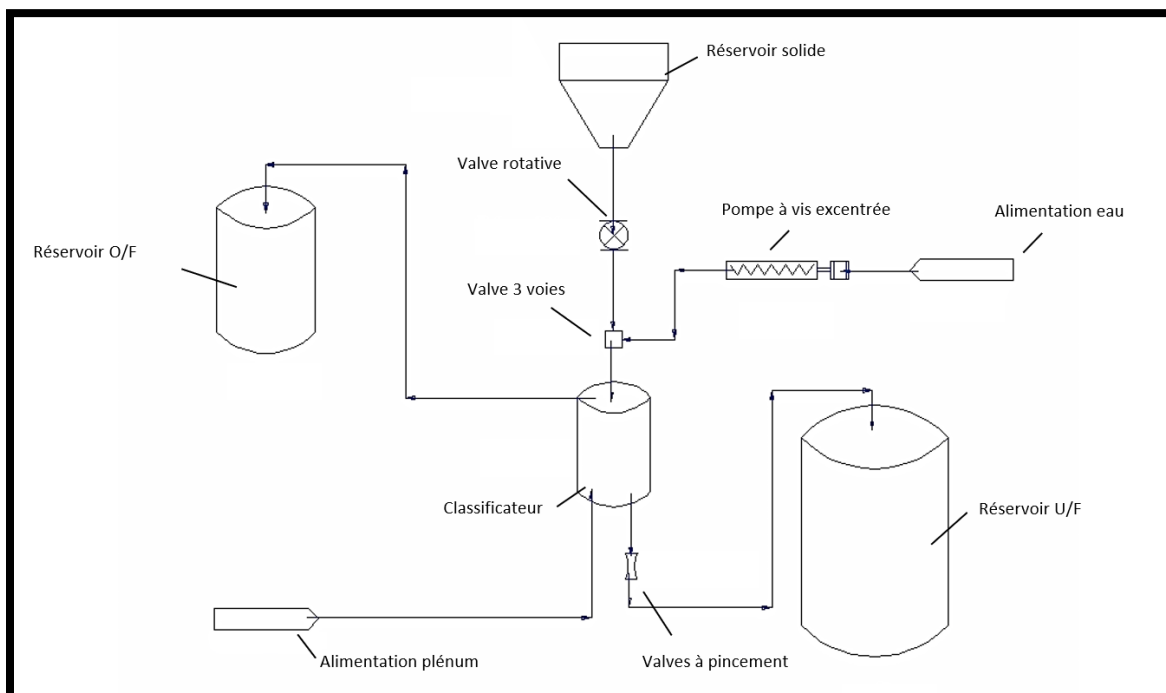


Figure 5.24 : Ensemble du montage expérimental du CER

© Thomas Grillot

Le CER est alimenté en fluide granulaire à l'aide d'une valve à trois voies qui combine un débit solide à ± 0.6 kg/s et un débit liquide à ± 15 L/min. La combinaison des deux débits donne un total de ± 30 L/min avec une fraction solide massique à $\pm 66\%$. L'eau

est acheminée à la valve à trois voies à l'aide d'une pompe à vis excentrée à déplacement positif qui prend sa source dans un réservoir annexe. La pompe à vis excentrée a été choisie car une forte pression est nécessaire pour pousser le solide le long de la tuyauterie (Figure 5.25).



Figure 5.25 : Pompe vis excentrée

© Éric Lemay

Le solide quant à lui est distribué à l'aide d'une valve rotative contrôlée par un moteur hydraulique. Le solide est stocké dans un réservoir semi conique au-dessus de la valve rotative et tombe par gravité dans celle-ci dont la vitesse de rotation est contrôlée par l'opérateur, fournissant ainsi le débit solide souhaité. Les deux débits, solide et liquide, se rejoignent au croisement des jonctions et s'évacuent par la troisième voie. Le principe de fonctionnement de la valve à trois voies est présenté à la Figure 5.26.

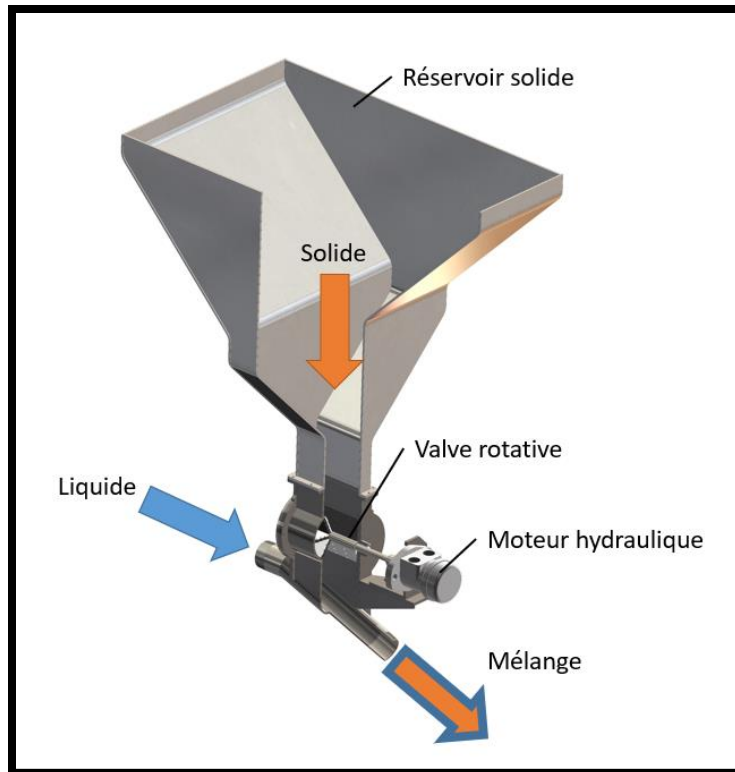


Figure 5.26 : Illustration de l'alimentation en solide-liquide par la valve à trois voies

© Pascal Vandal

En parallèle de l'alimentation en solide humide, le CER est alimenté par une pompe péristaltique qui fournit un débit de ± 13 L/min au plénum prenant sa source dans un réservoir annexe. Une fois que le mélange atteint le classificateur, et que le procédé de classification est effectué, le liquide surnageant s'écoule par la surverse et est acheminé à un réservoir (O/F) annexe d'environ 100 litres à un débit de ± 13 L/min. Selon le même principe, la sousverse est évacuée à l'aide des valves à pincement à un débit de ± 30 L/min dans un réservoir annexe (U/F) situé en dessous du CER d'environ 400 litres.

L'ensemble du montage expérimental est équipé de capteurs qui permettent d'effectuer des mesures tout au long des essais. Tous les réservoirs sont montés sur des cellules de charges qui mesurent le poids en continu afin de fournir l'information en temps réel. Dans le cas du réservoir du CER cela permet de déterminer avec exactitude lorsque le procédé est à l'équilibre. Les réservoirs de surverse et de sousverse sont quant à eux équipés d'un lecteur de niveau. Cela permet de connaître le volume de fluide dans le réservoir en temps réel, et en le combinant aux mesures de poids de connaître la densité du fluide granulaire dans chaque réservoir. L'ensemble des capteurs est connecté à un automate puis à une station de contrôle permettant de suivre le bilan massique du montage expérimental en temps réel. Un exemple de positionnement de cellule de charge est présenté à la Figure 5.27.

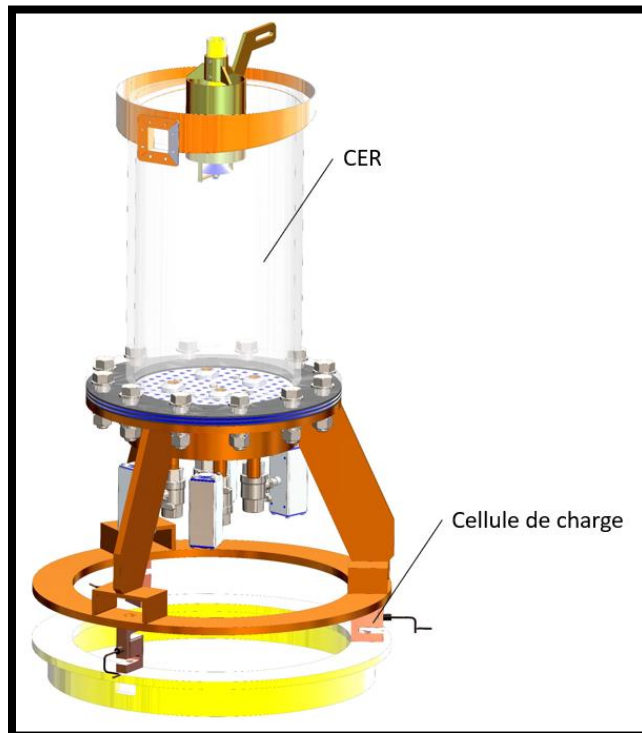


Figure 5.27 : Positionnement de la cellule de charge sous le CER

5.2.4. OPERATION À ÉCHELLE INDUSTRIELLE ET PROTOCOLE EXPÉRIMENTAL EN LABORATOIRE

Le protocole expérimental permet de lister les étapes à suivre lors du déroulement d'un essai. L'opération du classificateur à échelle industrielle et le protocole expérimental du CER diffèrent sur bien des points étant donné que le premier se situe en usine et le second en laboratoire universitaire.

5.2.4.1. OPÉRATION USINE ANDOOM

Le classificateur en industrie n'a besoin d'aucune initialisation puisque l'usine tourne 24h/24h pour satisfaire à la demande de bauxite. Les échantillonnages sont effectués aux différents points stratégiques du classificateur c'est-à-dire à l'alimentation, la surverse et à la sousverse. Les débits, l'état des sousverses ainsi que les performances de chaque unité du procédé sont lues en temps réel sur un logiciel de maintenance. L'ensemble des données est alors regroupé pour fournir des campagnes de mesures qui seront analysées.

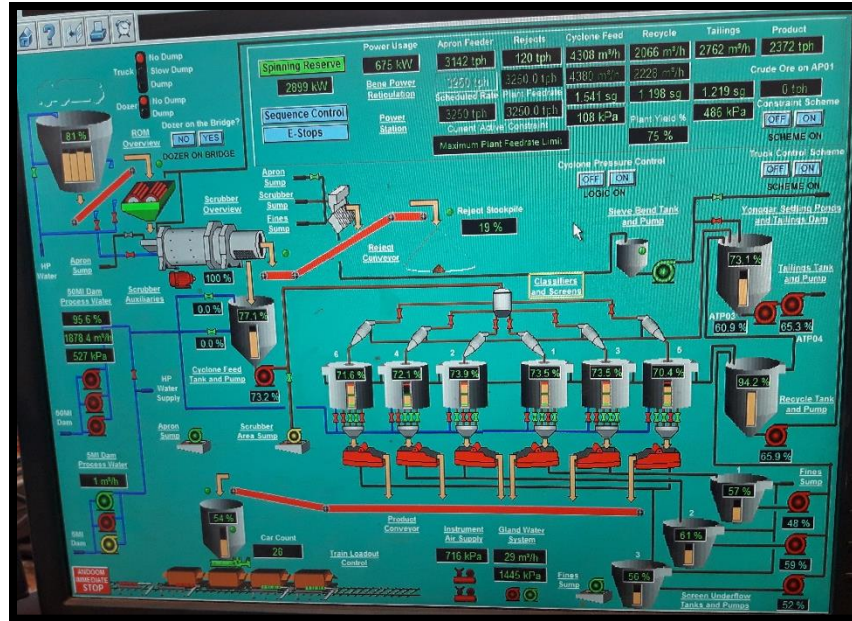


Figure 5.28 : Logiciel de maintenance Andoom

© Damien Boudeville

5.2.4.2. PROTOCOLE EXPÉRIMENTAL LABORATOIRE JEAN DOUCET (UQAC)

Le protocole expérimental du CER est généralement similaire dans tous les essais réalisés et comporte les étapes suivantes :

- Vérification de la fermeture de toutes les sousverses.
- Remplissage du réservoir de solide avec un mélange de billes sélectionné.
- Remplissage du réservoir du CER avec un mélange de billes, similaire à celui du réservoir de solide, jusqu'à une hauteur de lit choisie par l'opérateur.
- Alimentation du plénum à un débit choisi.

- e) Alimentation en eau de la valve à trois voies à un débit choisi pour le puits d'alimentation du CER. Attendre que la surverse déborde avant de passer à l'étape suivante.
- f) Démarrage de la valve rotative pour alimentation en solide à un débit souhaité. À cette étape le solide rejoint le liquide dans la valve à trois voies afin d'alimenter le CER.
- g) Ouverture des valves de sousverses selon un temps et un cycle choisi.
- h) Stabilisation du procédé. Attendre que le poids du CER soit stable avant toute prise de mesure.

5.2.5. VARIABLES DU PROCÉDÉ

Le classificateur industriel et le CER sont utilisés afin de réaliser un procédé de classification des particules solides. La section suivante porte sur les variables qui influencent le procédé de séparation solide-liquide lors des essais.

5.2.5.1. FRACTION SOLIDE À L'ALIMENTATION

La fraction solide massique à l'alimentation dans les deux classificateurs (industriel et CER) varie selon la demande. En usine, de manière générale, la fraction solide massique se situe à 66%. Cependant, afin d'étudier l'influence de la fraction solide à l'alimentation sur le procédé de séparation, cette dernière peut varier de 42% à 68% poids/poids. Il est à

noter que la concentration en solide est modifiée non pas par l'ajout ou le retrait de bauxite, mais en ajoutant ou en retirant de l'eau. En effet, le débit de solide en usine est fixe et ne peut être modifié afin de respecter la demande de production.

5.2.5.2. GRANULOMÉTRIE À L'ALIMENTATION

La granulométrie à l'alimentation du classificateur en usine peut fluctuer légèrement, mais reste généralement dans les mêmes proportions qui sont citées au chapitre 2. La granulométrie du CER, bien que similaire à celle du classificateur en industrie, peut être modifiée selon l'étude souhaitée. En effet, pour des études telles que le lit fluidisé, seules deux classes de particules, grosse et fine, ont été sélectionnées afin de faciliter les observations.

5.2.6. PARAMÈTRES EXPÉRIMENTAUX

Les paramètres pouvant être modifiés dans le classificateur industriel et le CER sont multiples et sont exclusivement des paramètres d'opération tels que le débit d'alimentation, le débit du plénum, le temps d'ouverture et le cycle des sousverses et finalement la hauteur de lit de bauxite au début du procédé.

5.2.6.1. DÉBIT D'ALIMENTATION

Le débit d'alimentation en bauxite humide influe sur le procédé de classification des particules. Les débits de bauxite et d'eau peuvent varier de façon indépendante, afin de viser un débit total à concentration solide souhaitée. Le débit d'alimentation en usine varie de plus ou moins 10% à cause des fluctuations des cyclones situés en amont du classificateur, mais une valeur moyenne est considérée lors des mesures.

5.2.6.2. DÉBIT DU PLÉNUM

Le débit du plénum joue un rôle clef dans le procédé de classification, car il est la principale source de la vitesse ascensionnelle du liquide. Que ce soit dans l'étude du classificateur industriel ou du CER, le débit du plénum peut varier afin d'accentuer la fluidisation des particules ou au contraire la diminuer. Il est à noter que dans le cas du classificateur industriel, le débit du plénum est borné à un certain seuil pour des raisons économiques.

5.2.6.3. TEMPS D'OUVERTURE DES SOUSVERSES

Le temps d'ouverture est un des paramètres facilement gérables par l'opérateur. Dans le cas du classificateur, des clapets magnétiques assurent l'ouverture ou la fermeture des sousverses alors que dans le CER, des valves à pincement assurent cette fonction. Le temps d'ouverture ou de fermeture peuvent varier de 1 seconde à 7 secondes. Le temps

d'ouverture influe sur la décharge du solide présent dans le fond du réservoir, mais également sur la stabilité du lit fluidisé. Un trop grand temps d'ouverture peut créer un creux dans la masse de solides (vortex de liquide) qui serait nuisible au rendement du classificateur. À contrario, un temps trop court ne permet pas la décharge suffisante du solide et donc la demande de bauxite ne sera pas respectée.

5.2.6.4. CYCLE D'OUVERTURE DES SOUSVERSES

En plus d'avoir un temps d'ouverture gérable, les sousverses peuvent suivre un cycle d'ouverture prédéfini par l'opérateur. Actuellement, à l'usine d'Andoom, le cycle d'ouverture est circulaire. Dans le cas du CER, les valves à pincement sont programmables à l'aide d'un compte à rebours permettant de choisir à quel instant quelle sousverse doit être ouverte. La Figure 5.29 montre un exemple de cycle circulaire et un croisé.

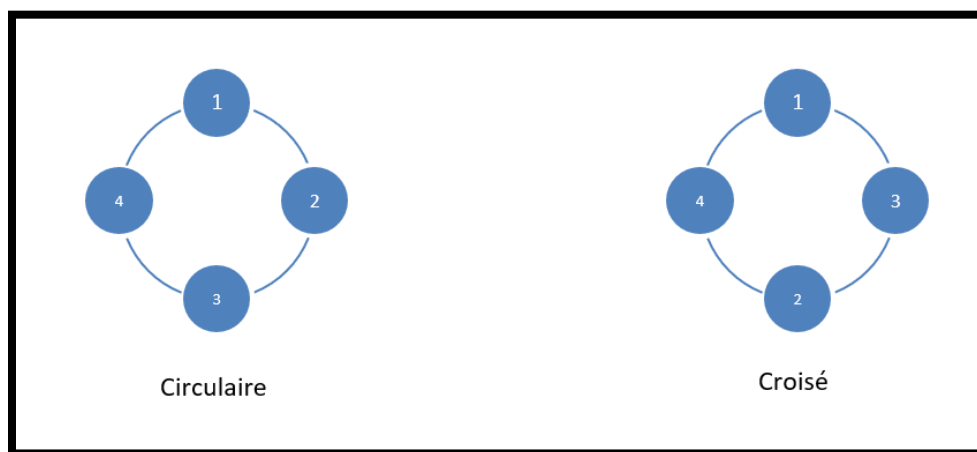


Figure 5.29 : Cycles des valves de sousverses

© Thomas Grillot

5.2.6.5. HAUTEUR DE LIT FLUIDISÉ

En plus d'influencer la structure du lit, la hauteur initiale de ce dernier joue un rôle dans la classification des particules. Ainsi, que ce soit dans le cas du classificateur industriel ou celui du CER, trois hauteurs de lit sont étudiées. Dans le cas en usine, la fermeture prolongée des sousverses permet de cumuler du solide dans le fond du réservoir et ainsi de constituer un lit de bauxite à hauteur voulue. Dans le cas du CER, un remplissage plus ou moins important du réservoir à l'initialisation permet de viser la hauteur de lit souhaitée.

5.2.7. MESURES

Lors des essais, plusieurs mesures sont effectuées sur les points stratégiques des classificateurs, à savoir à l'alimentation, au plénum et aux deux sorties. Les paramètres à mesurer sont les suivants : le débit, la fraction solide et la granulométrie.

5.2.7.1. DÉBITS

Les différents débits en usine sont directement disponibles à l'écran de contrôle cité en 5.2.3. Le débit d'alimentation à l'entrée du classificateur est mesuré en sommant le débit liquide et le débit solide. Pour la partie liquide, un débitmètre à la sortie de la pompe à vis excentrée permet de mesurer le débit d'eau et les valeurs sont enregistrées sur ordinateur. Pour la partie solide, une corrélation entre la vitesse de rotation du moteur et le débit délivré

par la valve rotative a été effectuée en étude préliminaire. Ainsi, en imposant une vitesse de rotation au moteur, il est possible de connaître le débit de solide qui en découle (Figure 5.30).

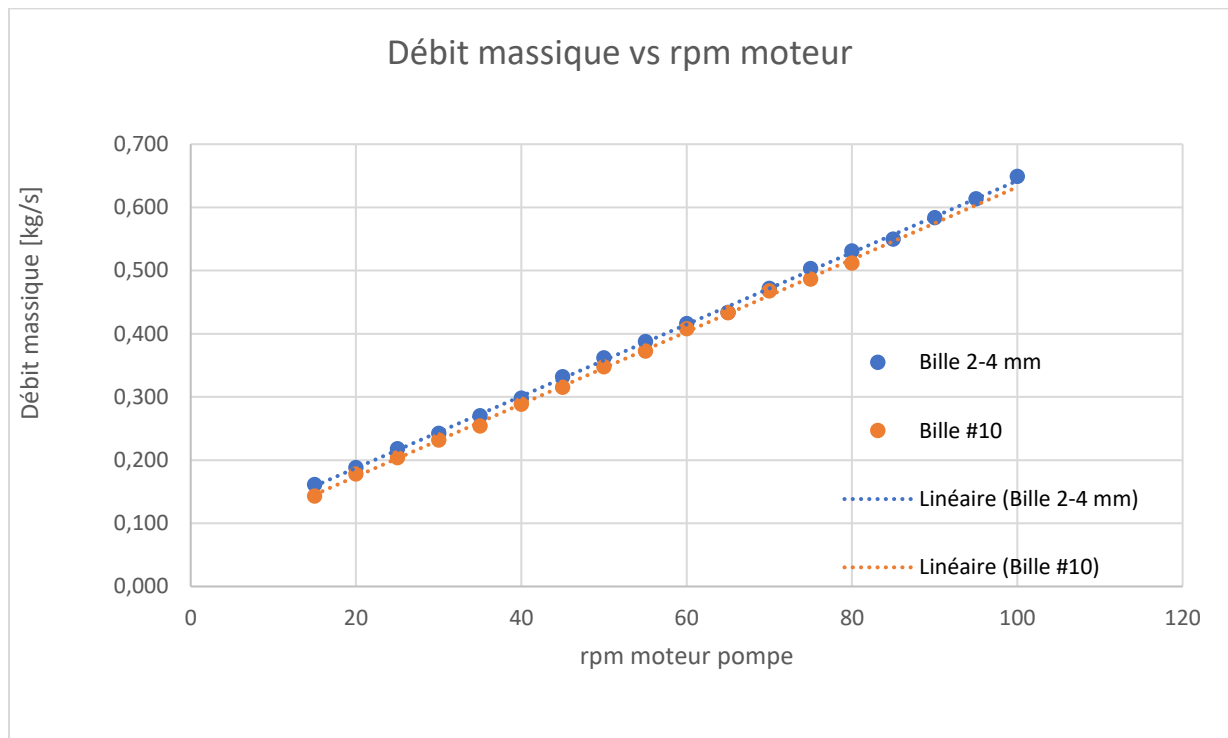


Figure 5.30 : Débit massique de solide en fonction de la vitesse du moteur

© Pascal Vandal

Pour le débit du plénum, un débitmètre est fixé à la sortie de la pompe péristaltique et les données sont directement envoyées à l'ordinateur. Pour les débits de surverse et de sousverse, les réservoirs annexes sont équipés de cellules de charge et de lecteurs de niveau. Le poids de chacun des réservoirs est enregistré en continu au cours de l'essai. Connaissant la période de temps de l'enregistrement, il est possible d'en déduire le débit massique. Connaissant également le volume du fluide recueilli à l'aide des lecteurs de niveau, le débit

volumique est également disponible. Il est à noter que le CER est également équipé de cellules de charge, non pas pour relever le débit, ce dernier ayant une entrée et une sortie de débit cela ne serait pas viable, mais pour vérifier la stabilité du procédé.

5.2.7.2. FRACTION SOLIDE

Dans le cas de l'usine, des échantillons sont prélevés aux différentes sorties du classificateur, puis analysés. En laboratoire, les fractions solides à la surverse et à la sousverse sont prélevées lorsque le CER est stable. La collecte d'échantillons se fait à l'aide d'un cylindre gradué. Le mélange est alors pesé, filtré, séché et la phase solide recueillie est pesée.

5.2.7.3. GRANULOMÉTRIE

Dans le cas de l'usine, des échantillons sont prélevés aux différentes sorties du classificateur puis analysés dans le cadre des campagnes de mesures. Dans le cas du CER, une fois que la mesure de la fraction solide est terminée, le solide récupéré est passé à travers plusieurs tamis superposés. Chaque classe récupérée est alors pesée afin de dresser une distribution granulométrique.

5.3. SIMULATION NUMÉRIQUE

L'étude du comportement hydrodynamique et diphasique d'un classificateur à lit fluidisé nécessite l'utilisation de méthodes numériques permettant de simuler le processus de séparation solide-liquide à l'échelle des particules afin de comprendre les interactions entre ces dernières. La résolution numérique d'un problème de simulation multiphasique consiste à intégrer de manière temporelle un système d'équations aux dérivées partielles appliquées à chaque phase du fluide granulaire. Les simulations s'effectuent à l'aide de la Mécanique des Fluides Numérique ou MFN en anglais « *Computational Fluid Dynamics* » ou CFD, qui est l'analyse des systèmes impliquant l'écoulement des fluides, le transfert de chaleur et d'autres phénomènes physiques au moyen de simulations sur ordinateur. Cette technique est très puissante et utilisée dans de nombreux domaines industriels tels que l'aérodynamisme des véhicules, le transfert thermique des bâtiments, l'ingénierie marine, la météorologie ou encore le domaine minier (SAAD, 2014). La MFN est devenue un composant indispensable dans le design des produits industriels et des procédés, puisqu'elle est capable de prédire la force de trainée des véhicules ou encore les écoulements de fluide dans les conduits. La MFN a plusieurs avantages comparativement à l'approche expérimentale : elle est plus rapide à mettre en place et moins onéreuse dans la conception de design, la capacité à étudier des systèmes difficiles à opérer expérimentalement, la capacité à étudier un système sous des conditions extrêmes et pour finir, elle peut fournir un niveau de détails élevé. Le coût pour une étude expérimentale en termes de main d'œuvre est proportionnel au nombre d'essais et de configurations testées. Dans le cas de la MFN, une grande quantité de résultats virtuels peut facilement être

générée et le tout à moindre coût. En résumé, la simulation numérique est un outil majeur dans le progrès technique et le gain économique, faisant partie des points clefs dans l'optimisation industrielle.

5.3.1. FONCTIONNEMENT DE LA MFN

Le programme informatique derrière la MFN est structuré autour d'algorithmes numériques qui peuvent aborder des problèmes complexes tels que les écoulements des fluides (Malalasekera, 1995). Afin de rendre possible la simulation d'une étude, les logiciels de MFN tels que le module CFX® du package ANSYS® utilisé dans le cadre de ce projet, sont composés d'interfaces pour introduire les paramètres d'entrée du problème ainsi que pour examiner les résultats. La simulation numérique d'un problème se divise en trois étapes : la configuration, le solveur et le post-traitement. Chacune de ces étapes sera décrite dans les sections suivantes. L'optimisation d'un procédé par simulation numérique peut être représentée par le lien entre la configuration du problème, spécifiquement dans la géométrie, et l'analyse des résultats. La boucle d'optimisation par simulation numérique est représentée à la Figure 5.31 :

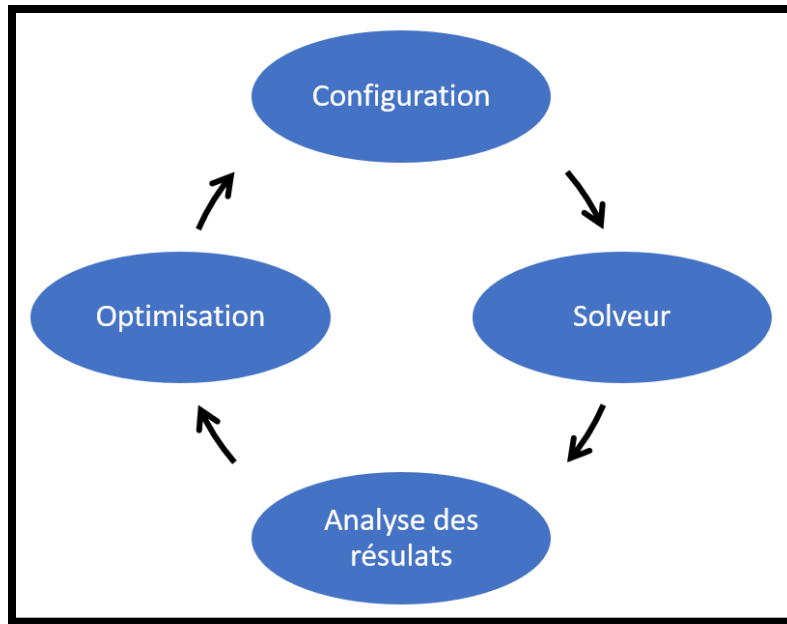


Figure 5.31 : Boucle d'optimisation par simulation numérique

© Thomas Grillot

5.3.1.1. CONFIGURATION

La configuration permet de fournir les données d'entrée du problème aux programmes de MFN à travers une interface. Les données entrées sont par la suite transformées en source viable pour le solveur. Les principales étapes de la configuration sont la définition de la géométrie, la génération d'un maillage, la sélection des phénomènes physiques, la définition des propriétés du fluide et pour finir la spécification des conditions aux limites (Brady, 2011). Chaque étape est décrite dans les sections suivantes pour les deux types d'études : à savoir le classificateur à échelle industrielle et le CER.

5.3.1.1.1. GÉOMÉTRIE

La première étape en simulation numérique est toujours la définition géométrique du problème qui consiste à représenter le milieu où se déroule l'étude. La géométrie est aussi appelée domaine de calcul. La géométrie peut être en 2D ou comme dans le cadre de ce projet en 3D. Dans la plupart des cas, la construction de la géométrie est réalisée par Conception Assistée par Ordinateur (CAO). La géométrie sert de support à la création de maillages volumiques pour la prochaine étape, mais également de support pour les domaines surfaciques constituant les conditions limites du problème. Dans le cas d'un classificateur, le domaine d'étude est le fluide lui-même, donc la géométrie doit représenter seulement ce dernier et non les parties mécaniques du réservoir. Les géométries du classificateur industriel et du CER sont sensiblement identiques, c'est pour cela que cette section décrit une seule d'entre elles. La principale différence est bien sûr l'échelle : 6 m de haut par 4 m de diamètre pour le classificateur industriel et 40 cm de haut par 25 cm de diamètre pour celui du CER. La géométrie est présentée à la Figure 5.32.

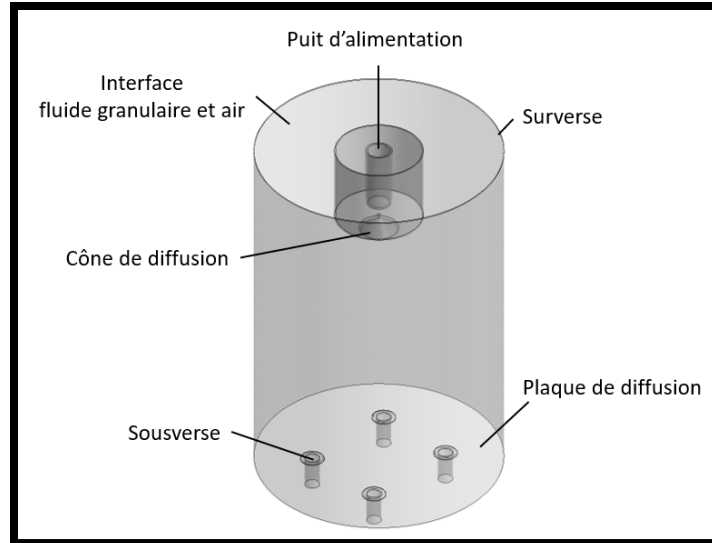


Figure 5.32 : Géométrie des classificateurs

© Thomas Grillot

Afin de simplifier la résolution du problème, plusieurs hypothèses géométriques sont posées :

- a) La pièce en Y n'est pas représentée, car elle influence peu le comportement du fluide avec le puits d'alimentation équipé du cône de diffusion.
- b) Les bras qui maintiennent le cône de diffusion ne sont pas représentés, car ils n'influencent en rien l'écoulement du fluide.
- c) La plaque de diffusion est représentée par une seule surface considérant que la quantité de trous rend la diffusion de l'eau uniforme.
- d) La chambre du plénum n'a pas besoin d'être représentée étant adjacente au réservoir principal.
- e) La surverse est représentée par une surface de quelques centimètres faisant le tour du haut du réservoir.

- f) L'interface entre le fluide granulaire puis l'air, est représentée par la surface supérieure du réservoir.
- g) Les sousverses sont composées de petits volumes afin de créer une interface entre le réservoir principal et la sortie du fluide permettant ainsi de représenter le système d'ouverture et fermeture des clapets magnétiques/valves à pincement.
- h) Toutes les petites pièces telles que les écrous, vis, etc. ne sont pas représentées.

5.3.1.1.2. MAILLAGE

La génération d'un maillage consiste à la division du domaine de calcul en plusieurs petits sous-domaines. Cet ensemble de sous-domaines constitue une grille (ou maillage) de volumes ou éléments de contrôle (appelés aussi cellules). La solution du problème d'écoulement (vitesse, pression, fraction volumique...) est définie dans un nœud à l'intérieur de chacune de ces cellules dans le cas des volumes finis (MVF), et au sommet des cellules pour la méthode des éléments finis (MEF). Il existe plusieurs formes de cellules; dans le cas 3D, les principales sont le tétraèdre, le prisme ou encore l'hexaèdre (Randrianarivelo, 2005). Le tétraèdre est préféré puisqu'il est celui qui offre le plus de maniabilité au niveau du maillage. La Figure 5.33 montre plusieurs types de mailles et de positionnement de nœuds.

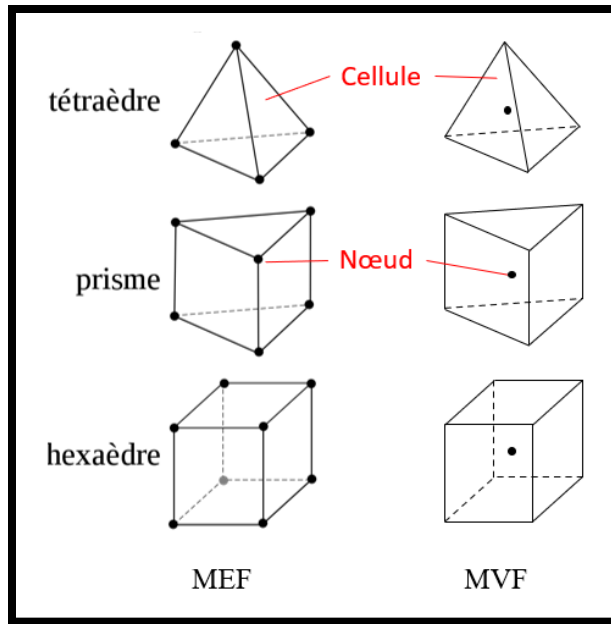


Figure 5.33 : Mailles et nœuds

© Thomas Grillot

La précision de la solution dépendra du nombre de mailles dans le maillage. De manière générale, plus le nombre de cellules est important et plus la solution sera précise. Cependant, plus la précision souhaitée est accrue et plus le temps de calcul requis pour obtenir les résultats sera long et la puissance de la machine de calcul peut alors devenir limitant. Afin de trouver un juste équilibre entre temps de calcul et précisions du résultat, le maillage n'est généralement pas uniforme : la taille des cellules sera plus petite lorsque les gradients de pression d'une région sont élevés (exemple : haute variation de vitesse) et à contrario, les cellules seront plus grossières lorsque peu de changements se produisent. Les programmes de maillage permettent désormais de raffiner automatiquement les régions où de fortes variations apparaissent : on parle de maillage adaptatif. Le maillage est

considéré optimal lorsque la diminution de la taille des cellules n'a plus d'impact sur les résultats. Deux exemples de maillage sont présentés à la Figure 5.34.

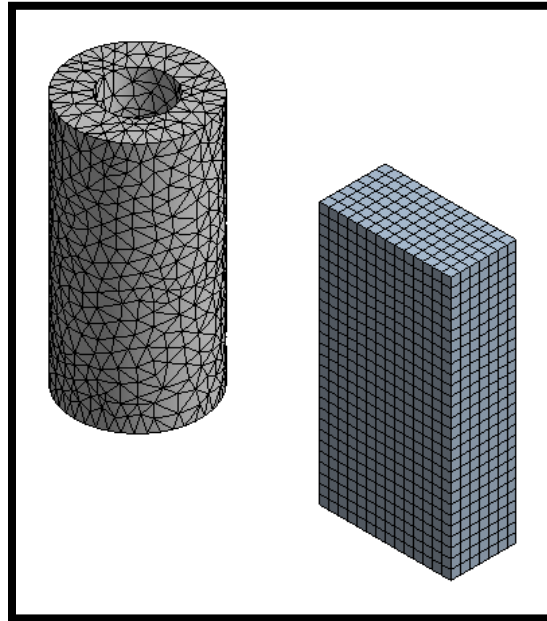


Figure 5.34 : Deux exemples de maillage volumique

© (Dang, 2013)

Dans le cas des deux classificateurs, une fois le maillage réalisé par la méthode des volumes finis, le nombre de cellules s'élève à environ 324 000 et celui des nœuds à 63 000.

C'est également lors de l'étape du maillage que la localisation des conditions limites se fait, non pas leur définition (condition d'opération). Il s'agit là de définir l'endroit où la condition limite s'applique en sélectionnant des domaines surfaciques. Les conditions limites sont nommées par des préfixes prédéfinis par le logiciel selon la fonction qu'elles rempliront. La localisation des conditions limites est représentée à la Figure 5.35.

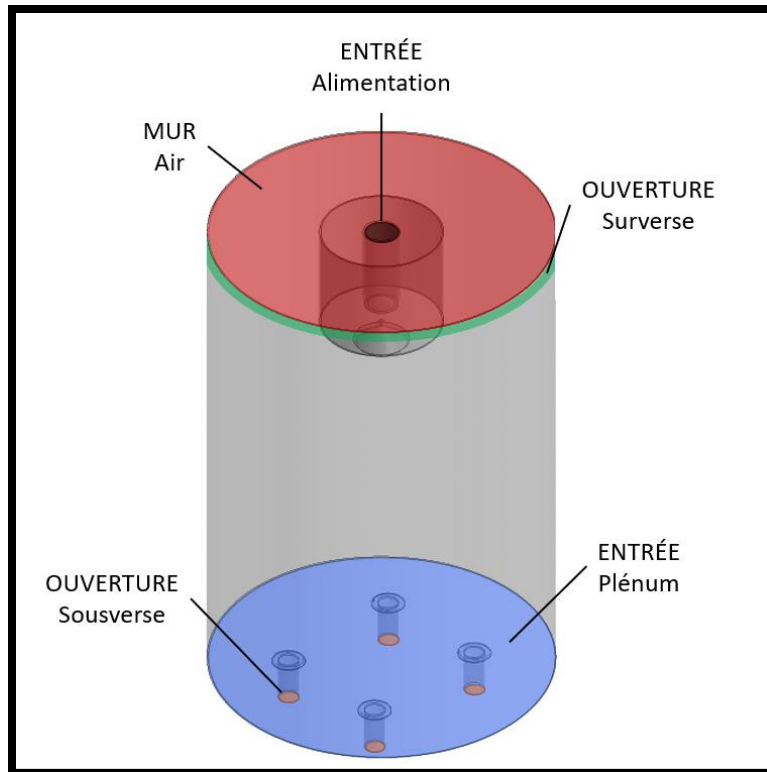


Figure 5.35 : Localisation des conditions limites

© Thomas Grillot

5.3.1.1.3. PHÉNOMÈNES PHYSIQUES

La sélection des phénomènes physiques consiste à modéliser les forces qui s'appliquent au domaine en général de manière naturelle. Ces forces apparaissent dans les équations du modèle mathématique (5.1) et doivent donc être définies afin d'être prises en compte.

5.3.1.1.3.1. PRESSION DE RÉFÉRENCE

Un phénomène physique de base est la pression de référence. La pression de référence permet de calculer la pression absolue en chaque point du domaine. La pression absolue étant un résultat parfois souhaité lors des simulations numériques, la pression de référence doit être spécifiée. Le lien qui relie les deux pressions est le suivant :

$$Pression\ absolue = Pression\ de\ référence + Pression\ relative \quad (5.50)$$

La pression de référence est définie comme la pression autour du domaine et dans la plupart des cas elle équivaut à la pression atmosphérique, soit 1 atmosphère ou encore 101 325 Pa. C'est également le cas pour la présente étude. La pression relative est un surplus ou une carence de pression appliquée aux conditions limites. S'il n'y a pas de modification de pression notable, la pression relative vaut 0 Pa.

5.3.1.1.4. GRAVITÉ

La gravité est un phénomène physique essentiel dans la séparation solide-liquide. Lorsqu'une différence de densité intervient entre les phases, comme dans le cas d'un fluide granulaire, la gravité joue un rôle important dans le comportement de ce dernier en faisant apparaître une force nommée force de flottabilité (ANSYS, 2015). Cette force n'est autre que la traduction de la poussée d'Archimède sur le fluide granulaire et se traduit par l'ajout d'un terme source dans l'équation de quantité de mouvement :

$$S_{flot} = (\rho - \rho_{ref})g \quad (5.51)$$

Avec S_{flot} le terme source de flottabilité, ρ la densité de la phase étudiée, ρ_{ref} la densité de référence et g la constante gravitationnelle.

La densité de référence est généralement la densité de la phase la plus en présence dans le domaine, ou encore celle qui correspond au fluide porteur. Dans le cas des classificateurs il s'agit de l'eau, donc la densité de référence est 997 kg/m^3 . L'influence du terme source est facile à comprendre : si la densité de la phase étudiée est inférieure à la densité de référence, la force de flottabilité est alors négative, ce qui se traduit par une force de flottaison. À contrario si la densité de la phase étudiée est supérieure à la densité de référence, la force de flottabilité est alors positive et aura tendance à faire couler la phase étudiée. La densité de référence joue un rôle important lorsque l'étude porte sur des réservoirs ou des colonnes d'eau puisque la pression hydrostatique doit être prise en considération. La pression hydrostatique correspond à la pression qui règne au sein du liquide, dû à son propre poids. Prenons l'exemple des classificateurs où la pression hydrostatique est prise en compte. Supposons qu'une pression de 5000 Pa s'exerce à l'entrée localisée en haut du réservoir, la pression à la sortie située dans le fond de ce dernier sera agrémentée de la pression hydrostatique du système : $\rho_{ref}gh$. La Figure 5.36 illustre cet exemple.

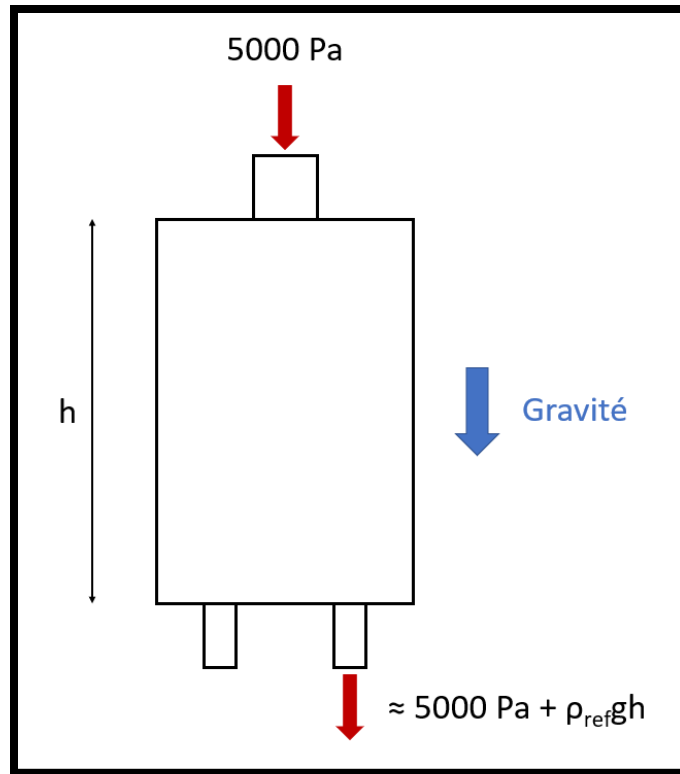


Figure 5.36 : Illustration de la pression hydrostatique

© Thomas Grillot

Si l'on ajoute la pression hydrostatique dans la formule de la pression absolue, cela donne l'équation suivante :

$$P_{absolue} = P_{référence} + P_{relative} + \rho_{ref}gh \quad (5.52)$$

5.3.1.1.5. PROPRIÉTÉS DU FLUIDE

La définition des propriétés du fluide consiste à renseigner les caractéristiques de ce dernier telles que la viscosité, la densité ou encore sa morphologie qui seront prises en compte dans le modèle mathématique. Dans le cas d'un fluide multiphasique, il est

important de spécifier les propriétés de chaque phase, mais aussi le lien qui les relie. Les prochaines sections permettent de définir entièrement de manière numérique les caractéristiques du fluide granulaire étudié dans les classificateurs.

5.3.1.1.5.1. PARAMÈTRES DE BASE

Les paramètres de bases définissent les propriétés générales de chaque phase telles que la viscosité ou la densité. Dans le cas de l'étude numérique, une phase liquide (eau) et 5 classes solides (bauxite/billes de verres) sont représentées. Les 5 classes solides choisies sont représentatives du mélange solide-liquide et permettent de couvrir la plage granulométrique du fluide granulaire. Seul le mélange introduit dans le classificateur industriel est présenté dans cette section (Tableau 5.4) puisque les propriétés sont similaires à celui du CER. La seule différence à noter est le diamètre des particules qui varie selon le classificateur étudié.

Tableau 5.4 : Propriétés des phases

Phases	Densité [kg/m ³]	Viscosité [Pa.s]	Morphologie	Granulométrie [mm]
Liquide	997	10 ⁻³	Fluide continu	-
Solide 1	2400	-	Solide dispersé	0.045
Solide 2	2400	-	Solide dispersé	0.5
Solide 3	2400	-	Solide dispersé	1
Solide 4	2400	-	Solide dispersé	4
Solide 5	2400	-	Solide dispersé	9

Étant dans un milieu granulaire, la compaction maximale est requise dans les calculs du modèle mathématique et la valeur utilisée ici est de 0.62.

5.3.1.1.5.2. MODÈLES DU FLUIDE

Les modèles du fluide correspondent aux échanges d'énergie qui peuvent se produire dans le fluide. Dans le cas des classificateurs, aucun transfert de chaleur ou phénomène de combustion n'est à déclarer puisqu'il s'agit seulement d'un procédé de séparation solide-liquide. Étant en fluide granulaire, le premier modèle à spécifier, est de savoir s'il s'agit d'un modèle multiphasique homogène ou non homogène. Les modèles homogènes sont réservés aux phases purement liquides (eau, huile, miel) alors que les modèles non homogènes sont privilégiés pour les mélanges solide-liquide. Ainsi, le modèle non homogène est choisi pour l'étude des classificateurs. Le second modèle à spécifier est l'état de l'écoulement du fluide, à savoir s'il est turbulent ou laminaire. Dans le cas des classificateurs, le mélange est très visqueux en raison de la forte quantité de solide, ce qui entraîne un nombre de Reynolds de petite valeur et donc un écoulement supposé laminaire.

5.3.1.1.5.3. MODÈLES SPÉCIFIQUES DU FLUIDE

Les modèles spécifiques du fluide permettent de définir les propriétés des phases selon la morphologie qui leur a été attribuée précédemment. Dans le cas d'un liquide, aucune propriété spécifique n'est à ajouter. Dans le cas des phases solides, les modèles spécifiques permettent de définir si la modélisation se fait à l'aide de la théorie cinétique des gaz ou de manière empirique (Section 5.1). Dans le cadre de ce projet, la modélisation

est empirique et donc la pression solide, la viscosité solide apparente ainsi que la viscosité solide dynamique sont à définir. Comme mentionné à la section 5.1, le modèle choisi pour la pression solide est le modèle de Gidaspow, avec un coefficient de compaction de 20 et un module d'élasticité de référence de 1 Pa. La viscosité apparente est considérée nulle. La viscosité solide dynamique quant à elle est définie par une corrélation empirique développée au cours de ce doctorat et qui a fait l'objet de l'article « *Effects of the granular properties of bauxite pisolites on the solid/liquid separation in liquid fluidized beds of classifiers* » (Grillot, 2020). La corrélation prend la forme d'une fonction mathématique qui permet de définir la viscosité dynamique du solide en fonction de la fraction volumique de ce dernier. Ainsi, pour chaque phase solide, la viscosité dynamique est définie par l'équation suivante :

$$\mu_{si} = (\mu_{s_{max}} - \mu_l) \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s_{max}}} \right)^\omega + \mu_l \quad (5.53)$$

Avec μ_{si} la viscosité de la phase solide i , $\mu_{s_{max}}$ la viscosité mesurée avec une compaction maximale du mélange, α_s la fraction volume solide du mélange, $\alpha_{s_{max}}$ la fraction solide volumique maximale du mélange, ω le coefficient d'augmentation de la viscosité et μ_l la viscosité du liquide.

5.3.1.1.5.4. MODÈLES INTERPHASIQUES DU FLUIDE

Les modèles interphasiques permettent de définir la relation qui existe entre les phases. Dans le cas d'un fluide granulaire, cette relation se traduit par la trainée due au

liquide qui s'écoule autour d'une particule. Étant dans un milieu dense, la force de trainée est exprimée à l'aide du modèle de Gidaspow défini dans la section 5.1.

5.3.1.1.6. CONDITIONS LIMITES

La spécification de conditions limites appropriées permet de définir les conditions d'opération du classificateur de manière numérique (ANSYS, 2015). Pour cela, les conditions limites imposent des contraintes sur les valeurs que prennent les solutions des équations aux dérivées partielles du modèle mathématique sur une frontière du domaine. Les conditions limites peuvent être imposées selon le temps, soit lors de l'initialisation au temps $t = 0$ s, on parle alors de conditions initiales, soit tout au long de la simulation : $t \rightarrow +\infty$. Il existe plusieurs types de conditions limites lorsque la situation est un problème de mécanique. Lorsque la solution doit vérifier une valeur imposée par la condition limite aux frontières du domaine, on parle de condition de Dirichlet. Cette condition s'applique pour les grandeurs telles que la vitesse, la pression ou la température. Lorsque la solution doit vérifier une valeur de dérivée (de flux), on parle cette fois de condition de Neumann. Les grandeurs concernées sont les flux thermiques ou de matière. Pour une grandeur f pour un point $\vec{p}$ situé sur la frontière $\partial\omega$ les conditions de Dirichlet et Neumann sont respectivement écrites aux équations (5.54) et (5.55).

$$f(\vec{p}) = \text{valeur imposée} \quad (5.54)$$

$$\nabla f_{(\vec{p})} \cdot \vec{n} = \text{valeur imposée} \quad (5.55)$$

Dans le cadre de ce projet, les deux types de conditions sont utilisés aux différents points stratégiques des classificateurs et sont décrits dans les sections suivantes.

5.3.1.1.6.1. ENTRÉE ALIMENTATION

Dans le cas d'une entrée dans le domaine, « *inlet* » en anglais, l'amplitude de la vitesse d'entrée ou le débit massique doivent être spécifiés. La direction prise en compte est parallèle à la normale de chaque cellule qui constitue la surface de la condition limite (Figure 5.37).

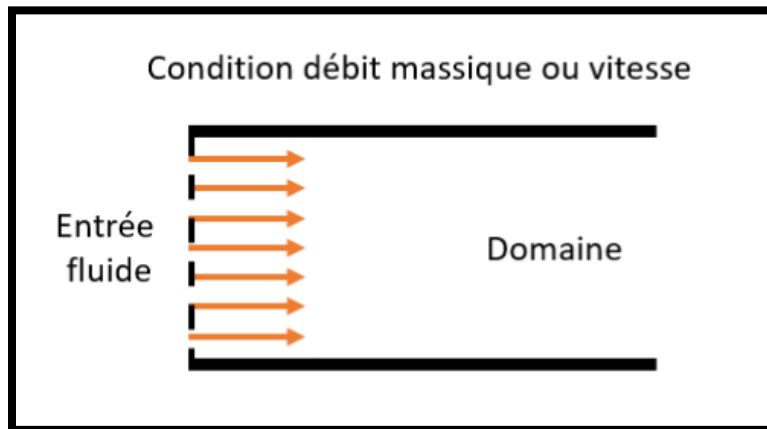


Figure 5.37 : Entrée dans le domaine

© Thomas Grillot

Dans le cas de l'alimentation, le débit massique est spécifié. Le débit massique est considéré uniforme sur toute la surface de la condition limite et calculé à l'aide de l'équation suivante :

$$\rho v = \frac{\dot{m}}{\int_s dA} \quad (5.56)$$

Avec ρ , la masse volumique, v la vitesse, $\dot{m}$ le débit massique et $\int_s dA$ l'intégration de la surface de la condition limite avec la résolution du maillage.

Dans le cas d'un fluide multiphasique, la fraction volumique de chaque phase est à spécifier ce qui permet de diviser le débit de ces dernières sur chaque cellule de manière uniforme et ainsi de garder l'uniformité du débit.

Le classificateur industriel étant soumis à des variations de débit aléatoires, l'alimentation de la simulation numérique a été couplée à une interpolation (données d'entrée) afin de représenter ce phénomène. Dans un premier temps, un débit avec des fluctuations de plus ou moins 15% ont été créées à l'aide du générateur de nombre aléatoire suivant :

$$X_{k+1} = (a * X_k) \bmod m \quad (5.57)$$

Les valeurs de a et m sont standard et valent respectivement 16807 et $2^{31}-1$. La racine, ou point de départ X_0 a été défini égal à 1. Les nombres aléatoires obtenus sont ensuite divisés par $2^{31}-1$ afin d'obtenir des pourcentages aléatoires qui seront appliqués à 15% du débit massique. En sommant ou en soustrayant de manière aléatoire chaque pourcentage au débit fixe de 204 kg/s, un débit avec fluctuations est obtenu. Cependant, ce débit varie de manière trop brusque. Afin de « lisser » sa courbe, une moyenne glissante

lui est appliquée. Enfin, chaque valeur du débit aléatoire est associée à un pas de temps de 5 secondes. Le pas de temps est l'argument d'entrée de l'interpolation et le débit en est le résultat. Le résultat obtenu est présenté à la Figure 5.38 :

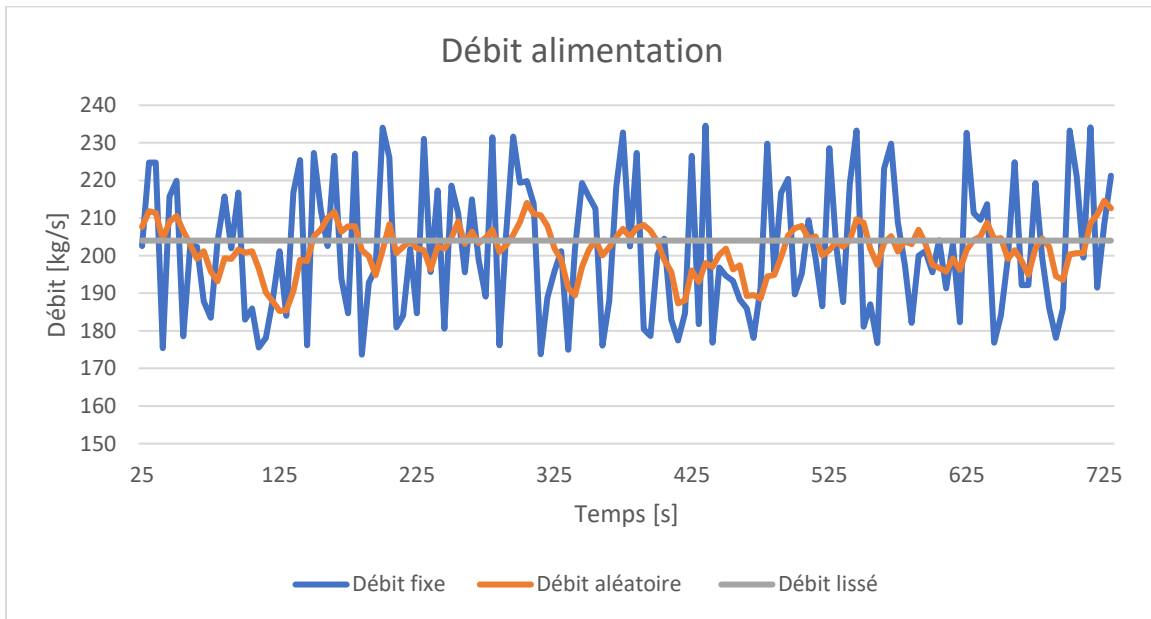


Figure 5.38 : Débit d'alimentation

© Thomas Grillot

5.3.1.1.6.2. ENTRÉE PLÉNUM

L'alimentation du plénum est représentée par le même type de condition limite que l'alimentation située en haut du réservoir, à savoir une entrée. Cependant, au lieu de préciser un débit, ce sera une vitesse qui sera fixée. Étant une entrée d'eau seulement, aucune fraction volumique n'est à préciser. L'amplitude de la vitesse est à inscrire et pour ce cas, sachant que l'écoulement de l'eau est ascensionnel, la direction est spécifiée à l'aide

des coordonnées cartésiennes. L'équation de l'entrée d'eau dans le domaine est la suivante :

$$\vec{v}_{plenum} = v_{spécifiée} \cdot \vec{y} \quad (5.58)$$

La vitesse d'alimentation du plénum peut également être programmée comme l'alimentation principale du classificateur. Cependant, au lieu d'un débit aléatoire, le débit du plénum est programmé avec des impulsions. Les impulsions d'eau par le plénum font l'objet d'une étude afin d'observer l'impact sur le procédé de séparation. La contrainte à respecter est une quantité d'eau fixe dans le temps. Par exemple, pour le CER, le débit du plénum est de 13 L/min, ainsi pour des impulsions toutes les 5 secondes, le débit sera de 26 L/min. L'exemple est illustré à la Figure 5.39.

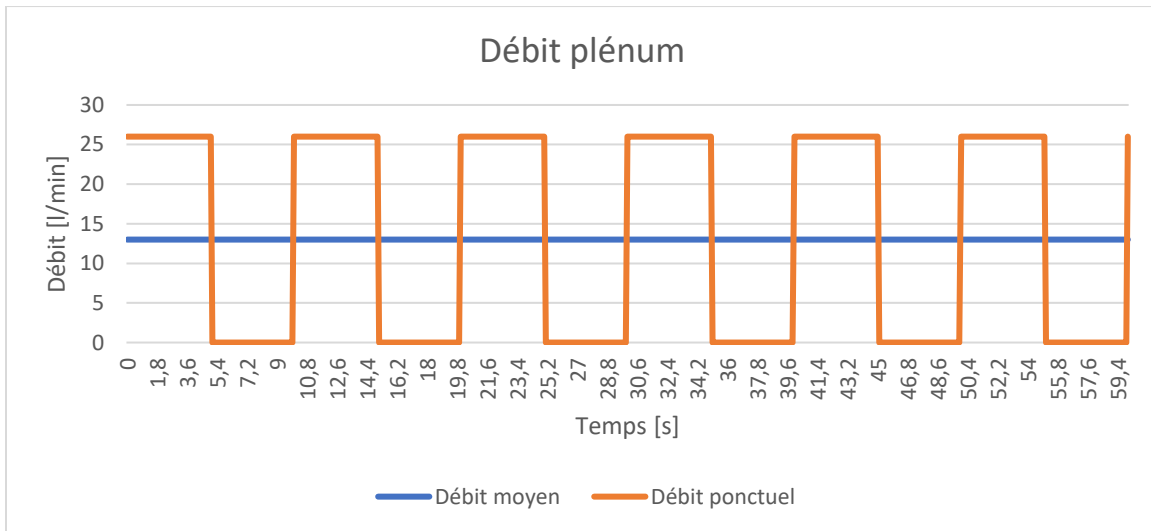


Figure 5.39 : Impulsions débit plénum

© Thomas Grillot

5.3.1.1.6.3. MUR AIR

Afin de représenter l'interface entre le fluide granulaire et l'air au sommet du réservoir, une condition limite appelée « paroi antiadhérente » est appliquée. La paroi antiadhérente permet de supprimer les contraintes visqueuses qui existeraient contre un mur. La Figure 5.40 montre la différence entre une paroi adhérente et une paroi antiadhérente.

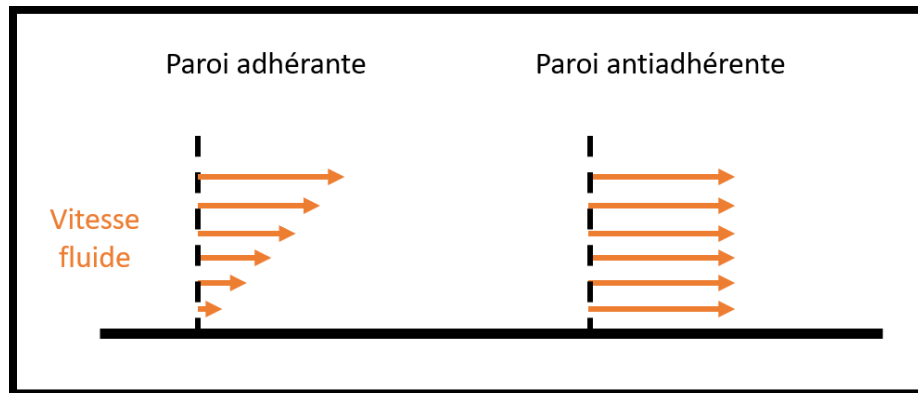


Figure 5.40 : Paroi adhérente vs paroi antiadhérente

© Thomas Grillot

Dans le cas d'une paroi adhérente, la vitesse sur la paroi est nulle et augmente progressivement en s'éloignant de cette dernière pour atteindre la vitesse d'écoulement du fluide. Dans le cas d'une paroi antiadhérente, la vitesse garde la même valeur, peu importe la distance avec la surface. Ainsi, le fluide granulaire dans le classificateur glisse le long de la paroi nommée « MUR Air » représentée à la Figure 5.35 jusqu'à la surverse sans aucun frottement. Cette condition limite évite d'ajouter une phase qui représenterait l'air au-dessus du classificateur et qui augmenterait la difficulté de calcul.

5.3.1.1.6.4. OUVERTURE SURVERSE

La surverse des classificateurs est représentée par la condition limite que l'on nomme « ouverture ». L'ouverture permet de laisser sortir le fluide du domaine, ou de le laisser rentrer si nécessaire.

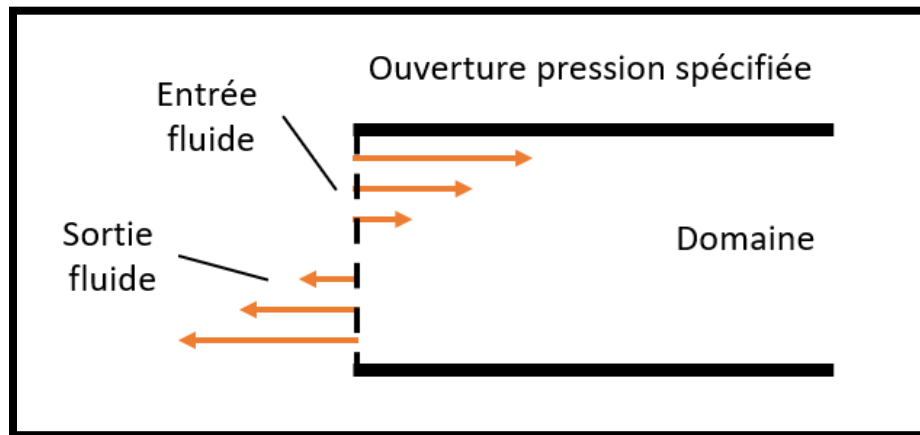


Figure 5.41 : Condition limite ouverture

© Thomas Grillot

Le paramètre à préciser dans le cas de cette condition est la pression de sortie, à l'extérieur du domaine. Dans le cas de la surverse, la sortie du classificateur se trouve à pression atmosphérique. De plus, le fluide sort du domaine de manière continue, il suit son écoulement, donc nous pouvons considérer qu'il n'y a pas de changement de pression donc la pression relative à préciser est 0 Pa. La condition limite « ouverture » a été préférée à une « sortie », car cette dernière est plus stable dans l'étude numérique de fluide multiphasique.

5.3.1.1.6.5. CONDITIONS LIMITES SOUSVERSES

Les sousverses combinent deux conditions : une ouverture et une interface programmable. Afin de modéliser le système d'ouverture/fermeture d'un clapet magnétique/ valve à pincement, un petit volume cylindrique, ou conique dans le cas du classificateur industriel, a été collé en dessous du domaine où se situe chaque sousverse, créant ainsi une interface qui est programmable. La surface supérieure du petit cylindre constitue l'interface avec le domaine, tandis que la surface inférieure sera la condition limite de sortie, à savoir une ouverture (Figure 5.42).

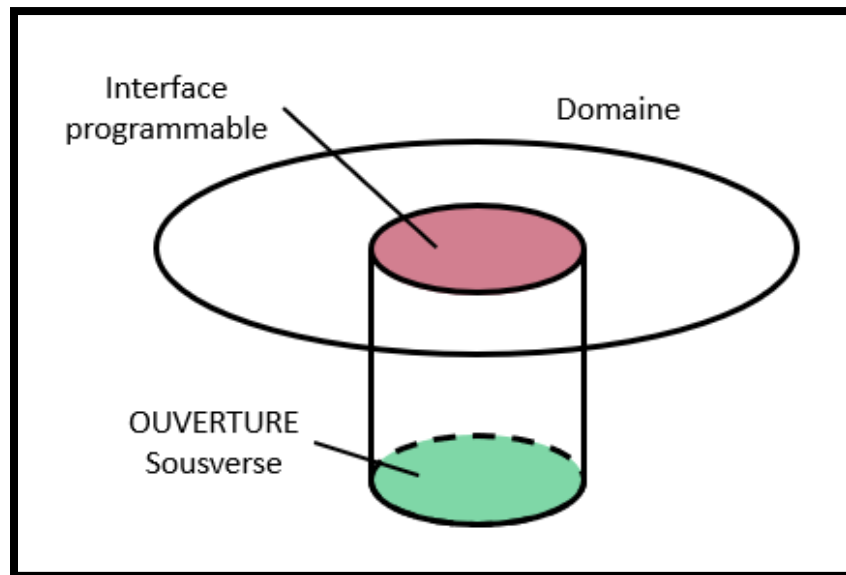


Figure 5.42 : Conditions limites sousverse

© Thomas Grillot

5.3.1.1.6.5.1. OUVERTURE SOUSVERSES

La condition limite d'ouverture est obligatoire au niveau des sousverses à cause de l'interface programmable. L'interface programmable empêche le fluide de sortir du domaine et donc un vide se forme entre cette dernière et la sortie du domaine. Le vide créé fait diverger le calcul. Afin de pallier ce problème, l'ouverture renvoie de l'eau dans le domaine comblant le vide. Dans le cas des deux classificateurs, le fluide tombe dans de l'air et non dans un conduit rempli du même fluide. Ainsi, la pression relative doit être négative afin de créer une succion du fluide équivalente à la chute de ce dernier dans de l'air. La pression relative aux sousverses est de l'ordre de -60 000 Pa dans le cas du classificateur industriel.

5.3.1.1.6.5.2. INTERFACE PROGRAMMABLE

L'interface programmable joue le rôle de barrière virtuelle qui empêche le fluide de se diriger vers la sortie du domaine. Une condition programmable est spécifiée à l'interface. Si cette condition est vraie, l'interface laisse passer le fluide comme si cette dernière était inexistante. Si la condition est fausse, l'interface se comporte comme un mur et empêche le fluide de passer. Le principe de l'interface est représenté à la Figure 5.43.

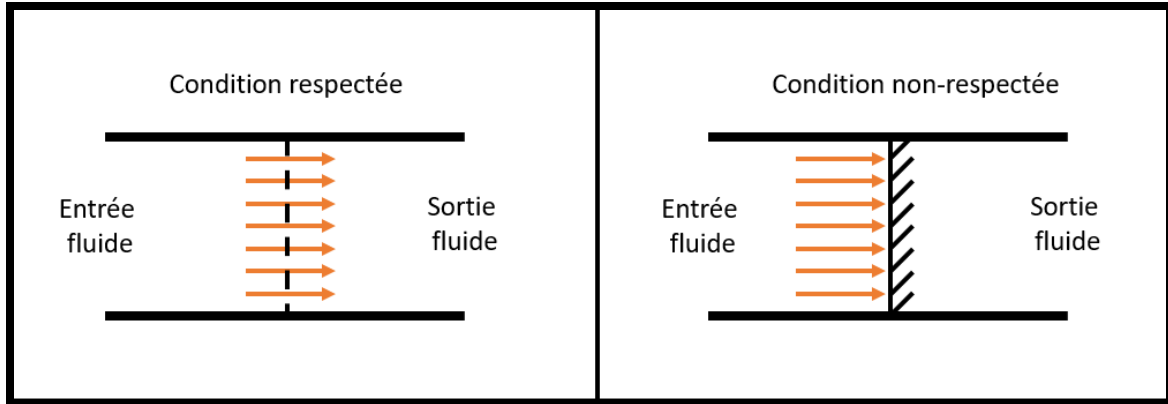


Figure 5.43 : Interface

© Thomas Grillot

Les conditions programmables peuvent être dépendantes de n'importe quelle variable : température, pression, vitesse, etc. Dans le cas du classificateur, la condition dépend du temps, car elle doit représenter l'ouverture et la fermeture des sousverses. Chaque sousverse s'ouvre durant un pas de temps (5 secondes), et une fois que les quatre sousverses ont libéré le solide, un cycle est terminé et un nouveau commence. Ainsi, pour représenter ces conditions d'opération, chaque interface de chaque sousverse est implémentée avec la fonction suivante :

$$\frac{t_{U/F_i}^o}{T} \leq \left(\frac{t}{T}\right) - ent\left(\frac{t}{T}\right) \leq \frac{t_{U/F_i}^f}{T} \quad (5.59)$$

Avec t le temps actuel de la simulation, T le temps d'un cycle complet, t_{U/F_i}^o le temps auquel la sousverse i doit s'ouvrir dans le cycle et t_{U/F_i}^f le temps auquel la sousverse i doit se fermer dans le cycle. Le terme intérieur représente la décimale du temps réel comprise entre 0 et 1 tandis que les deux termes extérieurs représentent la décimale d'entrée

et de sortie. Si la décimale du temps est comprise entre les deux décimales d'ouverture et fermeture, alors la condition est respectée et l'interface laisse passer le fluide. À contrario si la décimale est à l'extérieur de la borne, l'interface assure une fonction de mur et empêche le fluide de passer. Le principe d'ouverture des 4 sousverses (U/F 1, U/F 2, U/F 3 et U/F 4) est représenté à la Figure 5.44.

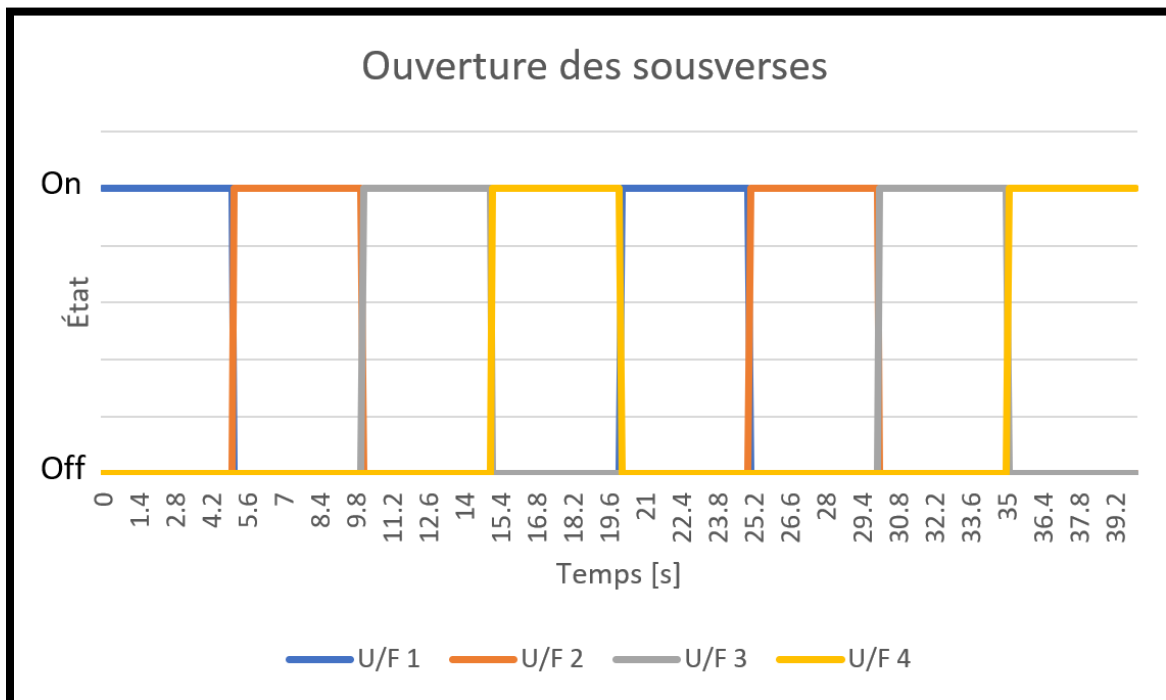


Figure 5.44 : Ouverture des sousverses

© Thomas Grillot

5.3.1.1.6.6. INITIALISATION FRACTION SOLIDE

L'initialisation de la fraction solide à l'intérieur des décanteurs permet de créer un lit de solide au temps 0 de la simulation : il s'agit d'une condition limite initiale. Pour cela,

une fonction mathématique conditionnelle est implémentée pour chaque phase dans l'initialisation du domaine. La fonction mathématique est la suivante :

$$si (y > h_{lit}, \varphi_{s>h_{lit}}, \varphi_{s<h_{lit}}) \quad (5.60)$$

La fonction mathématique se traduit par : si la hauteur dans le classificateur y est supérieure à la hauteur de lit h_{lit} alors la fraction volumique solide $\varphi_{s>h_{lit}}$ est appliquée, sinon la fraction $\varphi_{s<h_{lit}}$ le sera. Dans le cas des classificateurs, la fraction volumique solide au-dessus de h_{lit} est égale à zéro pour toutes les phases solides puisqu'il s'agit principalement d'eau. En dessous de h_{lit} la fraction volumique solide totale devra être égale à 0.62 ce qui équivaut à la fraction solide lors du compactage. La répartition granulométrique dans le lit est la même que celle à l'alimentation principale du classificateur. L'initialisation est représentée à la Figure 5.45.

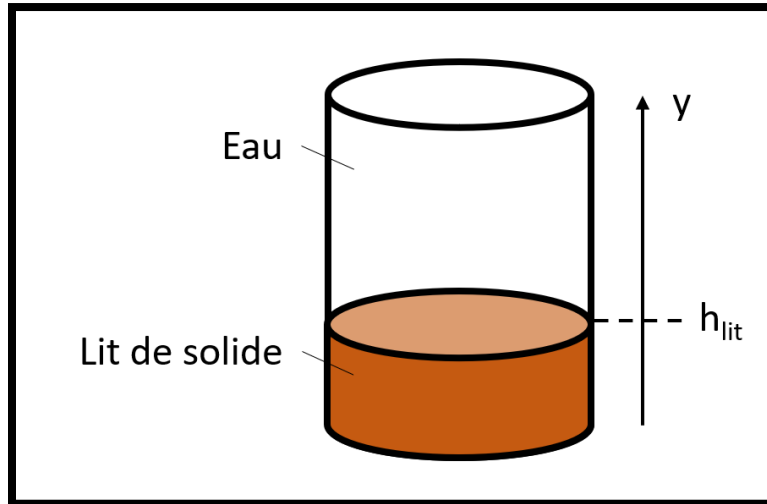


Figure 5.45 : Initialisation du lit de solide

© Thomas Grillot

5.3.1.2. SOLVEUR

Le solveur est l'étape de la simulation numérique qui permet de calculer les solutions du modèle mathématique (vitesses et pression), et donc simuler la réalité physique. Pour ce faire, plusieurs méthodes numériques et algorithmes ont été développés au cours du dernier siècle grâce aux avancées technologiques et sont présentés dans les sections suivantes.

5.3.1.2.1. MÉTHODES NUMÉRIQUES

Il existe trois principales méthodes numériques de discrétisation : la méthode des différences finies (MDF), la méthode des éléments finis (MEF) et la méthode des volumes finis (MVF). Les trois méthodes consistent à résoudre numériquement les équations aux dérivées partielles du modèle mathématique en ramenant ces dernières dans le domaine d'étude composé de cellules (petits volumes). En général, les méthodes numériques qui forment le solveur exécutent les étapes suivantes : approximation des variables de flux inconnues au moyen d'une fonction simple, discrétisation par substitution des approximations dans les équations de flux gouvernantes et manipulations mathématiques subséquentes, solution des équations algébriques. Les principales différences entre les méthodes numériques sont principalement le choix des variables de flux qui sont approximées et le procédé de discrétisation (Hama, 2016).

5.3.1.2.2. MÉTHODE DES DIFFÉRENCES FINIES (MDF)

La MDF décrit le flux inconnu du problème aux moyens nœuds disposés sur un maillage. Cette méthode permet de résoudre les équations aux dérivées partielles du modèle mathématique à l'aide d'approximations de dérivées par des différences finies. Un développement limité des séries de Taylor est souvent utilisé afin de représenter le flux recherché en chacun des nœuds du domaine. L'équation différentielle en chaque nœud est alors transformée en équation algébrique. En résolvant le système d'équations algébriques, la distribution du flux inconnu est obtenue en chaque nœud et donc son comportement dans tout le domaine d'étude est connu.

5.3.1.2.3. MÉTHODE DES ÉLÉMENTS FINIS (MEF)

La MEF permet de résoudre de manière discrète, c'est-à-dire approchée, le problème en décrivant les variations locales du flux inconnu. Le maillage de la MEF consiste en un ensemble de cellules, nommé éléments finis, dont chaque sommet représente un nœud. Les équations aux dérivées partielles, sous forme variationnelle (ou forme faible), sont approximées en utilisant des fonctions par morceau (linéaire ou quadratique) valides dans chacun de ces éléments. Ainsi, chaque élément a un système d'équations linéaires pouvant se décrire par une matrice, dite matrice élémentaire. L'ensemble des matrices élémentaires est réuni dans une matrice globale dont les solutions aux frontières sont définies par les conditions limites. Une fois le système d'équations global résolu en chaque

nœud du maillage, le comportement du flux dans tout le domaine est connu. Étant une méthode de résolution approchée, un résidu est défini afin de mesurer l'erreur acceptable.

5.3.1.2.4. MÉTHODE DES VOLUMES FINIS (MVF)

La MVF est la méthode numérique choisie dans le cadre de ce projet, car elle constitue la base des principaux logiciels de MFN utilisés tels que Fluent® et CFX® (Helluy, 2012). La MVF se base sur le même principe que la MEF, à savoir l'approximation des équations aux dérivées partielles. La principale différence est que la MVF se base sur la forme forte des équations à résoudre alors que la MEF se base sur la forme faible (Isabelle Gallagher, 1998). Le domaine d'étude est également subdivisé en cellules (appelées volume), mais contrairement à la MEF le nœud se trouve à l'intérieur de la cellule. Ainsi, chaque volume est défini par un nœud principal et ses interfaces. L'équation différence est intégrée sur chaque volume de contrôle en estimant le flux inconnu par une fonction d'approximation entre deux nœuds voisins passant par une interface. Cette intégration par volume de contrôle exprime les propriétés conservatives de chaque cellule qui ressemble fortement aux lois de conservation vues à la section 5.1, à savoir que le flux entrant dans le volume est égal au flux sortant du volume adjacent. Les volumes de contrôle sont illustrés à la Figure 5.46.

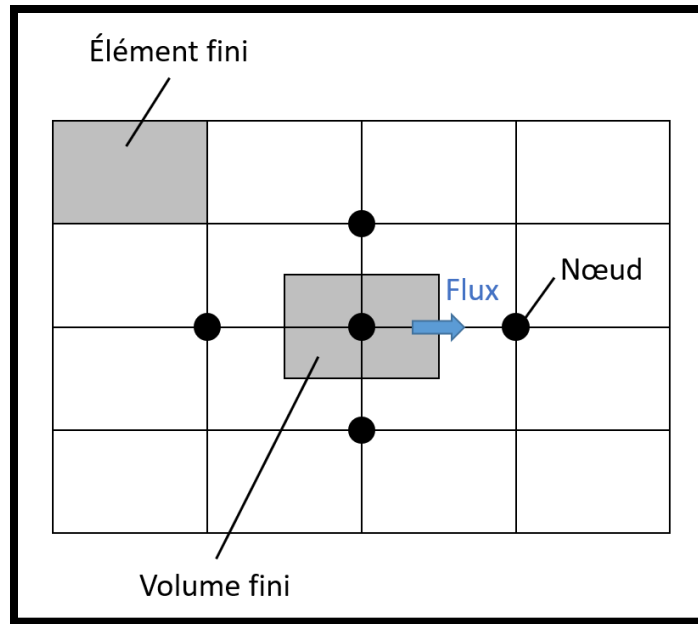


Figure 5.46 : Discrétisation du domaine en volumes finis

© Thomas Grillot

C'est cette ressemblance qui fait que la méthode des volumes finis est prédominante dans le domaine de la simulation numérique. Étant une méthode conservative, elle est parfaitement adaptée à la résolution des lois de conservation. La forme intégrale est alors discrétisée dans le domaine d'étude, donnant un système d'équations algébriques. Le système d'équations est par la suite résolu à l'aide d'un algorithme.

5.3.1.2.5. ALGORITHME

Les phénomènes physiques sont complexes et souvent non linéaires, une approche itérative est donc requise pour aboutir à une solution (SHarlow, 2012). Le principal problème est l'apparition des vitesses et de la pression dans les trois équations de quantité

de mouvement (sur les 3 axes) qui doivent être résolues simultanément (couplage pression-vitesse). Il existe plusieurs algorithmes de solution dans le commerce tels que l'algorithme SIMPLE, le SIMPLER, le SIMPLEC ou encore le PISO. Le SIMPLE est utilisé dans la plupart des logiciels de MFN comme CFX®, car il est le plus robuste, il a donc été choisi dans le cadre de ce projet. Ainsi, seule la description de ce dernier sera faite dans cette section. Le procédé de séparation solide-liquide dans les classificateurs change sans cesse au cours du temps à cause du déchargement de la bauxite par les sousverses; une étude transitoire est donc requise pour obtenir des résultats viables. Une boucle externe (boucle transitoire) vient donc englober l'algorithme SIMPLE qui constitue donc la boucle interne de l'algorithme général de CFX®. L'algorithme général est présenté à la Figure 5.47.

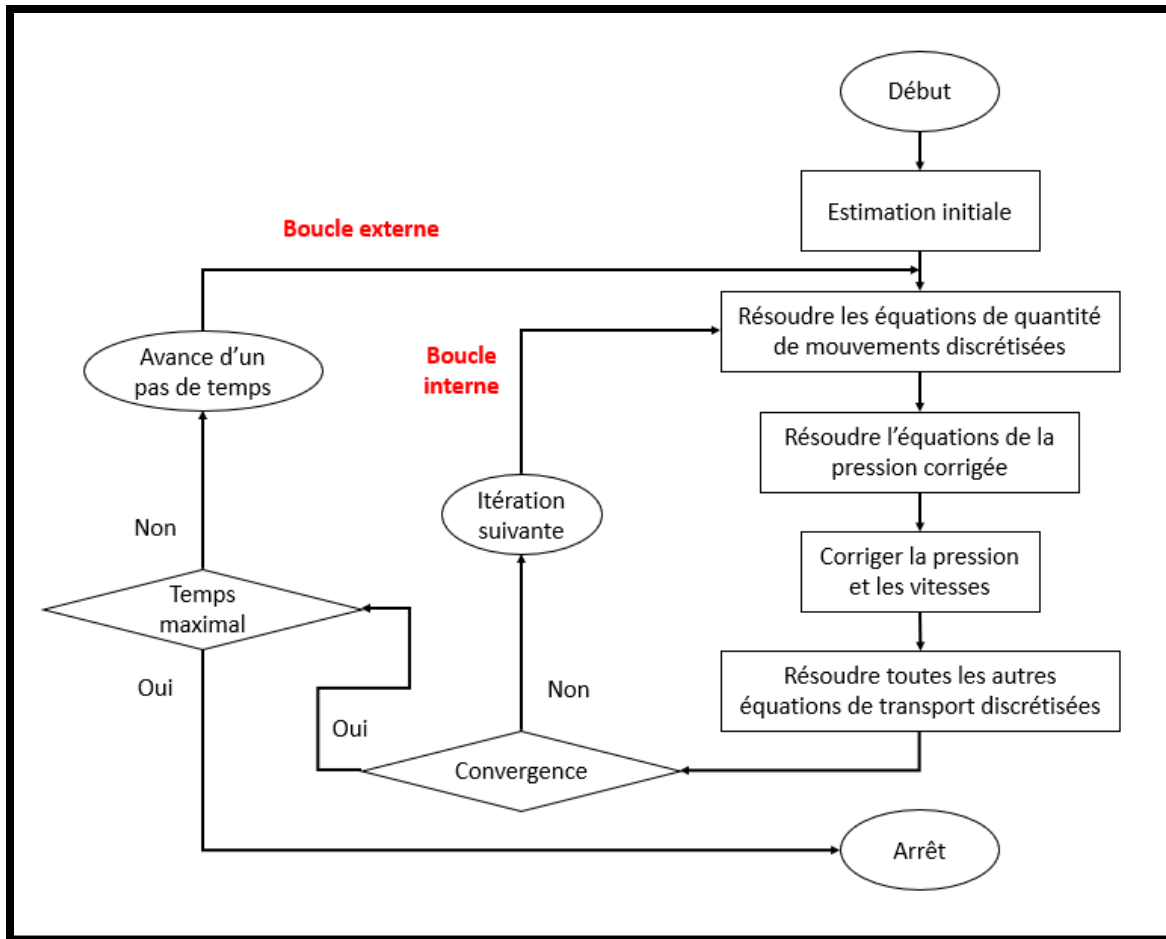


Figure 5.47 : Algorithme CFX®

© Thomas Grillot

Les variables à trouver sont donc les vitesses sur les trois axes et la pression. L'algorithme commence par supposer un champ de pression initial injecté dans les équations de quantité de mouvement. Le système est résolu afin de trouver un champ de vitesses intermédiaire (non exact), car la pression ne l'est pas puisqu'elle a été supposée. L'équation de continuité est alors utilisée comme équation de correction de la pression afin de trouver de nouvelles valeurs qui seront réinjectées dans les équations de quantité de mouvement. L'opération est répétée jusqu'à trouver une solution intermédiaire assez

proche de la solution exacte du problème : on parle alors de convergence. La convergence peut être validée par deux conditions : le respect de la précision (faible résidu) ou par un nombre de boucles fixées, on parle alors de convergence forcée. La première condition permet d'assurer une solution intermédiaire très proche de la solution exacte ; pour cela, un résidu est fixé. Le résidu constitue l'erreur entre les deux solutions. La deuxième condition de convergence est une sécurité afin d'éviter que l'algorithme ne tourne en rond si le résidu n'est pas atteint. Un nombre de boucles est fixé et si ce nombre est atteint, alors la convergence est validée. Dans le cas des simulations numériques effectuées dans ce projet, le résidu est fixé à 10^{-4} et le nombre de boucles est fixé à 200. Ceci assure une bonne précision et donc des résultats viables. Une fois la convergence de la boucle interne validée, l'algorithme vérifie si le temps maximal est atteint. Si tel est le cas, le calcul est terminé, sinon un pas de temps est ajouté et la boucle interne reprend. Le pas de temps utilisé dans le cadre de ce doctorat est un pas de temps adaptatif qui permet d'accélérer le calcul. Le calcul commence avec un pas de temps initial, en général une milliseconde, si la convergence est validée, le pas de temps double et cela pour chaque boucle qui a convergé. Si la convergence n'est plus assurée, alors le pas de temps revient à sa valeur précédente. Un pas de temps maximal d'une seconde est permis afin d'avoir des résultats exploitables.

5.3.1.3. POST-TRAITEMENT

Le post-traitement est la dernière étape de la simulation numérique qui permet d'obtenir des résultats à la suite de l'obtention de la solution du modèle mathématique. Un large développement a été attribué à cette partie, car elle présente de manière attractive les

résultats. Ceci a permis d'augmenter l'utilisation des simulations numériques au cours des dernières années dans les domaines de l'industrie. Les principales capacités graphiques disponibles dans les logiciels de MFN sont présentées dans la liste suivante avec un exemple d'application au présent projet de doctorat :

- Géométrie du domaine : visualisation de la configuration géométrique des classificateurs.
- Tracés vectoriels : visualisation des champs de vitesses de chaque phase.
- Tracé de surface 2D et 3D : sélection des zones de résultats. Permet de spécifier seulement une vue 2D du classificateur.
- Traçage de particule : suivi du cheminement d'une particule dans le classificateur (de l'alimentation jusqu'à la surverse/sousverse)
- Manipulation des vues : obtention des résultats graphiques selon différentes vues.
- Description par couleur : attribution d'une couleur selon l'amplitude de la variable sélectionnée. En général les couleurs chaudes sont attribuées aux valeurs élevées tandis que les couleurs froides représentent les faibles valeurs. La distribution de couleur est alors projetée sur une surface ou un volume afin d'être visualisée comme le montre la Figure 5.48.

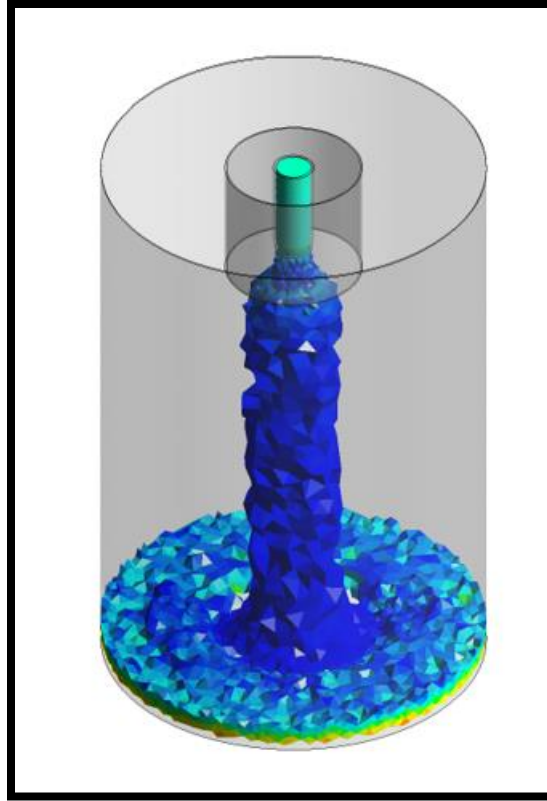


Figure 5.48 : Visualisation de la fraction volumique solide

© Thomas Grillot

L'amplitude de la fraction solide est projetée sur un volume représentant une forte quantité de bauxite. Le bleu foncé représente les zones peu denses alors que le jaune montre une augmentation de la fraction solide.

- Sortie de données : obtention des résultats de manière quantitative. Les résultats sont fournis sous forme de tableau pouvant fournir les résultats numériques aux localisations souhaitées. Par exemple, cette fonction est utilisée afin d'obtenir les valeurs précises des débits (solide ou liquide) que ce soit aux entrées ou sorties du classificateur.

En plus des fonctions citées précédemment, le post traitement inclut des résultats dynamiques tels que des vidéos, qui dans le cas des classificateurs permet d'observer le comportement du fluide dans le temps, mais aussi la possibilité d'exporter les données vers d'autres formats afin d'être manipulées par des logiciels annexes (par exemple KNIME®, Excel®). Le post traitement offre donc des capacités de communication d'idées qui peut toucher n'importe quel public.

CHAPITRE 6. RÉSULTATS ET DISCUSSION

L'objectif principal de ce projet est d'optimiser le procédé de séparation solide-liquide dans un classificateur à lit fluidisé en contrôlant les principaux paramètres et variables afin de réduire, voire éliminer, la présence de fines particules aux sousverses. Pour ce faire, des séries de simulations numériques et d'essais expérimentaux ont été réalisées afin de représenter le comportement du fluide granulaire à l'intérieur du classificateur. De plus, la corrélation empirique développée au cours de ce projet fait l'objet d'une validation par comparaison avec les observations faites sur le classificateur à échelle réduite (CER). Le présent chapitre présente donc les résultats des essais expérimentaux effectués sur le CER et les différentes simulations numériques (classificateur industriel et CER). L'effet de la variation des paramètres/variables d'entrée sur le taux de particules fines et la siccité aux sousverses du classificateur sera également présenté au cours de ce chapitre. Finalement, les résultats du classificateur et du CER seront analysés afin de discuter sur l'aboutissement des objectifs.

6.1. CORRÉLATION EMPIRIQUE

Une corrélation empirique présentée au cours du chapitre 5 a été développée afin de représenter la viscosité de la phase solide et donc de caractériser adéquatement le procédé de séparation entre les particules fines et grossières. Cette corrélation est le sujet principal de l'article « *Effects of the granular properties of bauxite pisolites on the solid/liquid separation in liquid fluidized beds of classifiers* » présenté lors de la conférence TMS

(Grillot, 2020). La corrélation, une fois implémentée dans le modèle mathématique, permettra de simuler l'écoulement du fluide granulaire sous différentes contraintes et donc de pouvoir observer son comportement sans avoir à changer les paramètres d'usine, ce qui pourrait engendrer des pertes financières.

6.1.1. DÉVELOPPEMENT D'UNE CORRÉLATION EMPIRIQUE

Dans un fluide multiphasique, le comportement visqueux de chaque phase est décrit par le tenseur de contraintes visqueuses qui lui est propre. Dans le tenseur de contraintes apparaît la viscosité dynamique de la phase qui régit le comportement de cette dernière. Bien souvent, la viscosité dynamique est considérée constante, comme dans le cas de la phase liquide du mélange (eau), mais dans le cas des phases particulières (bauxite/bille de verre), la viscosité varie en fonction de la concentration de solide dans le mélange. Ainsi, la viscosité dynamique de chaque phase particulière prend la forme d'une fonction mathématique avec comme variable la fraction volumique solide du mélange. Lorsque la concentration de solide du mélange est élevée, les particules d'une phase ont de la difficulté à circuler entre leurs congénères, ainsi la viscosité de la phase particulière devient importante. À contrario, lorsque la concentration de solide est faible dans le mélange, la viscosité d'une phase particulière approche celle de l'eau, voire lui est égale, car les particules circulent librement sans interaction entre elles. Ainsi, deux valeurs de viscosité sont mesurables à l'aide d'un rhéomètre : quand il n'y a pas de solide, à savoir juste de l'eau, et quand la concentration de solide atteint son maximum lors de la compaction. Dans

le premier cas, lorsqu'il n'y a pas de particule dans le mélange, la viscosité de la phase solide i doit être égale à la viscosité du liquide, donc :

$$\alpha_s = 0 \leftrightarrow \mu_{s_i} = \mu_l \quad (6.1)$$

Dans le second cas, la concentration de particules atteint son maximum soit α_{max} , équivalent à une fraction volumique solide de 0.63 pour le cas de sphères monodispersées (un seul diamètre). Dans le présent projet, la fraction volumique solide maximale est plus importante, car il s'agit d'un mélange de plusieurs diamètres de particules (polydispersées), où les plus petites comblent le vide entre les plus grosses. Ainsi, la fraction solide maximale atteint environ 70%. Cette compaction est atteinte dans le classificateur lorsqu'il n'y a pas de fluidisation. La viscosité solide lors de cet état est mesurable à l'aide d'un rhéomètre. Le modèle de viscosité retenu pour le mélange polydispersé est le modèle de Bingham qui donne une valeur de la viscosité de 1 Pa.s. Des mesures similaires ont été effectuées sur différents mélanges (une classe ou deux classes de particules) et la viscosité qui en ressort est similaire à savoir 1 Pa.s. La deuxième valeur de viscosité pour une phase solide i prend donc la forme suivante :

$$\alpha_s = \alpha_{s_{max}} \leftrightarrow \mu_{s_i} = \mu_{s_{max}} \quad (6.2)$$

Ainsi, les deux valeurs extrêmes de la viscosité dynamique d'une phase solide i sont connues. La fonction mathématique de la viscosité a donc pour bornes :

$$\begin{cases} \alpha_s = 0 \leftrightarrow \mu_{s_i} = \mu_l \\ \alpha_s = \alpha_{s_{max}} \leftrightarrow \mu_{s_i} = \mu_{s_{max}} \end{cases} \quad (6.3)$$

Une fois que les bornes de la fonction ont été trouvées, la prochaine étape est d'évaluer le comportement de la viscosité entre μ_l et $\mu_{s_{max}}$. Les corrélations déjà existantes dans la littérature traitent souvent de mélanges solide-gaz où la viscosité de la phase solide reste faible tout le long de la plage de fraction volumique solide, puis augmente brusquement pour arriver au seuil de compaction (environ 0.60 v/v). Ceci est dû au fait qu'une phase gazeuse apporte une faible trainée autour des particules et donc que le fluide a de la difficulté à soulever ces dernières lorsque la vitesse de fluidisation est faible. Dans cet état, les particules sont compactées ensemble et la viscosité globale est forte. Lorsque la vitesse devient assez élevée, les particules se soulèvent d'un coup et se séparent les unes des autres et donc la viscosité chute brusquement. Dans le cas d'un mélange solide-liquide, la viscosité de la phase solide augmente progressivement au fur et à mesure que la fraction volumique solide croît. Ainsi, la fonction mathématique qui représente l'évolution de la viscosité de la phase solide doit avoir une courbe croissante et convexe. En respectant les conditions aux bornes et la courbure imposée, la fonction mathématique suivante a été développée pour chaque phase solide i :

$$\mu_{s_i} = (\mu_{s_{max}} - \mu_l) \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s_{max}}} \right)^\omega + \mu_l \quad (6.4)$$

Avec μ_{s_i} la viscosité dynamique de la phase solide i , $\mu_{s_{max}}$ la viscosité du mélange mesurée lors de la compaction, μ_l la viscosité du liquide, α_s la fraction volumique solide du mélange, $\alpha_{s_{max}}$ la fraction volumique solide maximale du mélange et ω le coefficient d'aplatissement de la courbe.

6.1.2. VALIDATION DE LA CORRÉLATION EMPIRIQUE

La première étape pour valider la corrélation empirique est de vérifier les valeurs de la viscosité solide de la phase aux bornes de la fonction mathématique. Pour une fraction volumique solide égale à zéro ($\alpha_s = 0$), soit que du liquide, l'équation donne une viscosité de la phase granulaire égale à celle de l'eau ($\mu_{s_i} = \mu_l$). Pour une fraction volumique maximale ($\alpha_s = \alpha_{s_{max}}$), l'équation donne la viscosité maximale de la phase granulaire ($\mu_{s_i} = \mu_{s_{max}}$) mesurée en laboratoire lors de la compaction. Les valeurs aux bornes de la fonction sont donc validées. La seconde étape est de définir la valeur du coefficient ω qui représente l'aplatissement de la courbe de viscosité. De manière physique, le coefficient décrit avec quelle rapidité et à quelle fraction volumique la viscosité augmente. Ainsi, plus la valeur de ω sera faible, et plus la viscosité du fluide granulaire commencera à augmenter rapidement avec une progression lente. À contrario, plus la valeur de ω sera élevée, et plus la viscosité solide tardera à augmenter, mais elle le fera de manière exponentielle. Par exemple un coefficient $\omega = 100$ correspond à un mélange solide-gaz, comparable au modèle de Graham, où la viscosité solide augmente seulement lors de la compaction du fluide granulaire, mais de manière extrêmement rapide. L'effet de ω sur la viscosité solide est représenté à la Figure 6.1.

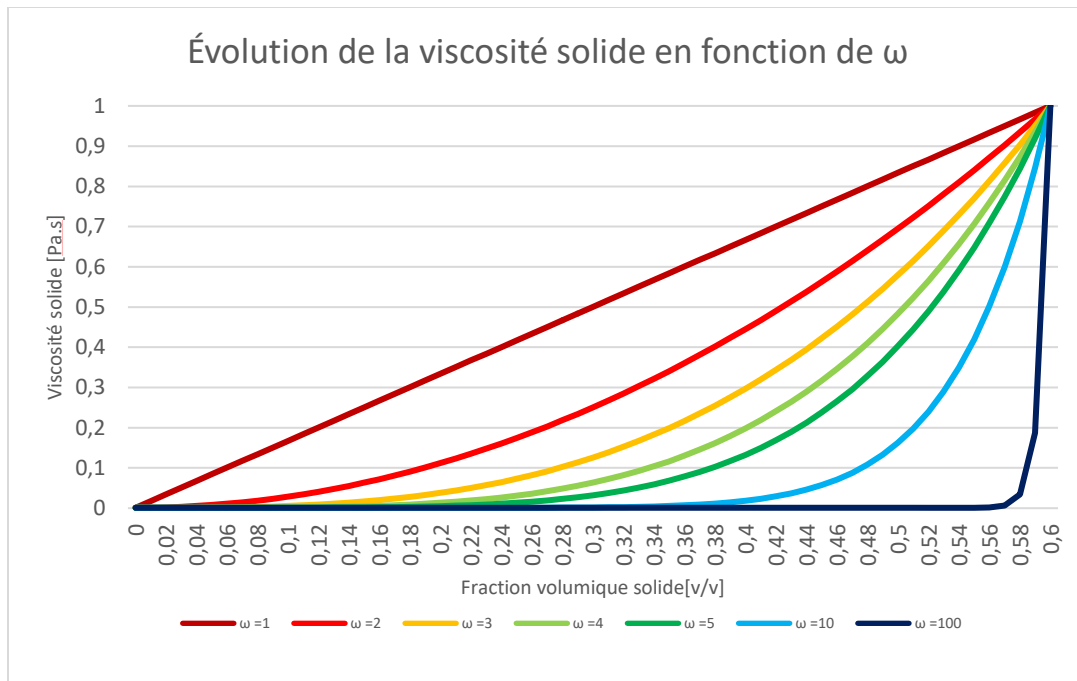


Figure 6.1 : Évolution de la viscosité solide en fonction de ω

© Thomas Grillot

Afin de déterminer la valeur du coefficient ω , une comparaison entre les résultats des simulations numériques et des essais expérimentaux dans le classificateur à échelle réduite (CER) est effectuée. Afin de simplifier les observations, un mélange de billes de verre de deux classes de particules fines et grossières, respectivement 106 μm et 2 mm, est étudié dans le CER. Le mélange est constitué à 70% p/p de grosses particules, le reste étant constitué des fines. Les essais consistent à introduire le mélange dans le CER afin d'obtenir une hauteur de lit d'environ 10 cm. Le reste du CER est rempli d'eau. Le solide est alors fluidisé à un débit de 14 L/min afin d'observer la séparation entre les fines et les grosses particules. Aucune alimentation en continu de solide, ni de sorties par les sousverses n'est à effectuer puisqu'il s'agit d'étudier la séparation des particules. Le procédé est représenté à la Figure 6.2.

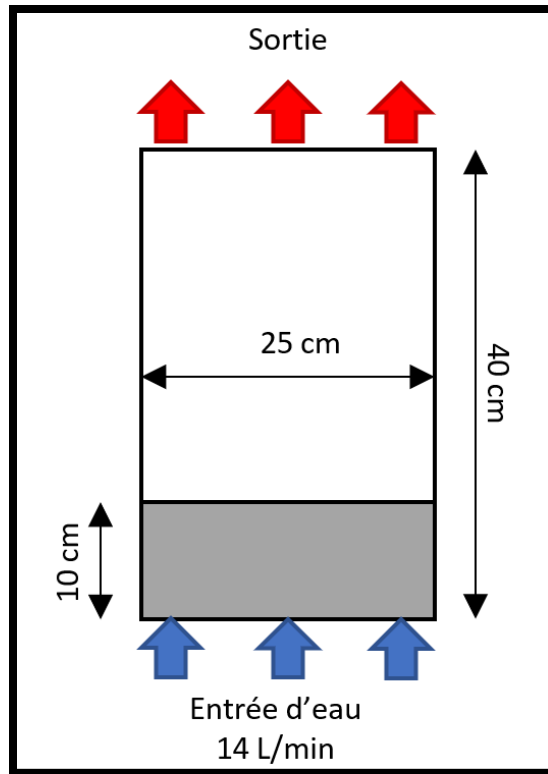


Figure 6.2 : Fluidisation d'un lit solide

© Thomas Grillot

En parallèle, la corrélation empirique trouvée est implémentée dans une simulation numérique représentant le même procédé, en testant différentes valeurs de ω . Le modèle mathématique est alors solutionné et les résultats numériques sont comparés aux résultats expérimentaux effectués sur le CER. La comparaison s'effectue sur le temps de relâchement des fines particules, et précisément sur la hauteur de l'interface qui se forme entre le solide et l'eau. Lorsque les résultats numériques correspondent aux observations faites sur le CER, cela signifie qu'il s'agit de la bonne valeur de ω . Dans le cas expérimental, une vidéo enregistrant le test effectué sur le CER permet d'observer le procédé et donc l'augmentation de la hauteur de l'interface des fines particules au cours du

temps. Le logiciel TRACKER® permet de mesurer la position de l'interface (minimum et maximum) à intervalles de temps réguliers en utilisant une calibration effectuée sur la hauteur du classificateur qui est connue (Figure 6.3).

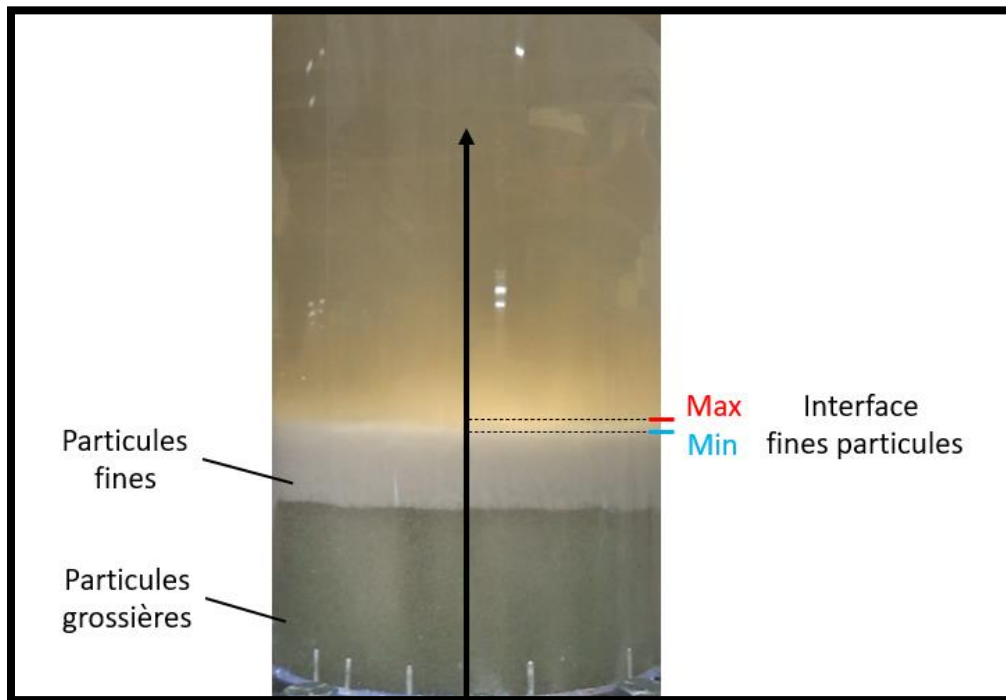


Figure 6.3 : Interface fines particules ; cas expérimental

© Thomas Grillot

Dans le cas numérique, seule la fraction volumique des fines est importante puisque c'est l'interface que forment ces dernières avec l'eau qui est étudiée, les grosses particules restant statiques au fond du réservoir. Comme pour le cas expérimental, les hauteurs maximale et minimale sont relevées à intervalles de temps réguliers (Figure 6.4).

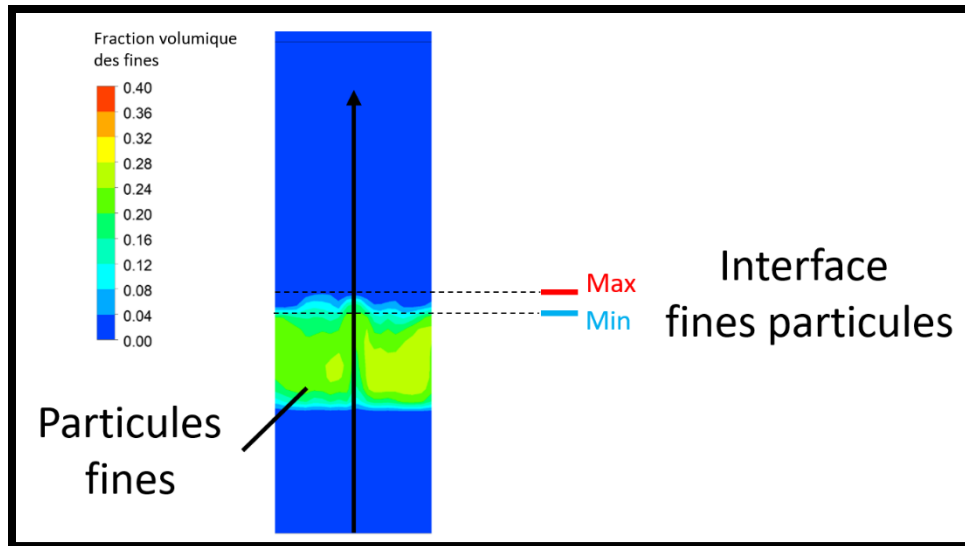


Figure 6.4 : Interface fines particules ; cas numérique

© Thomas Grillot

Le résultat de la comparaison entre l'expérimental et le numérique donne une valeur de ω égale à 5 pour le mélange de billes de verre et d'eau de ce projet. La comparaison de la hauteur d'interface des fines particules dans les deux cas est présentée à la Figure 6.5.

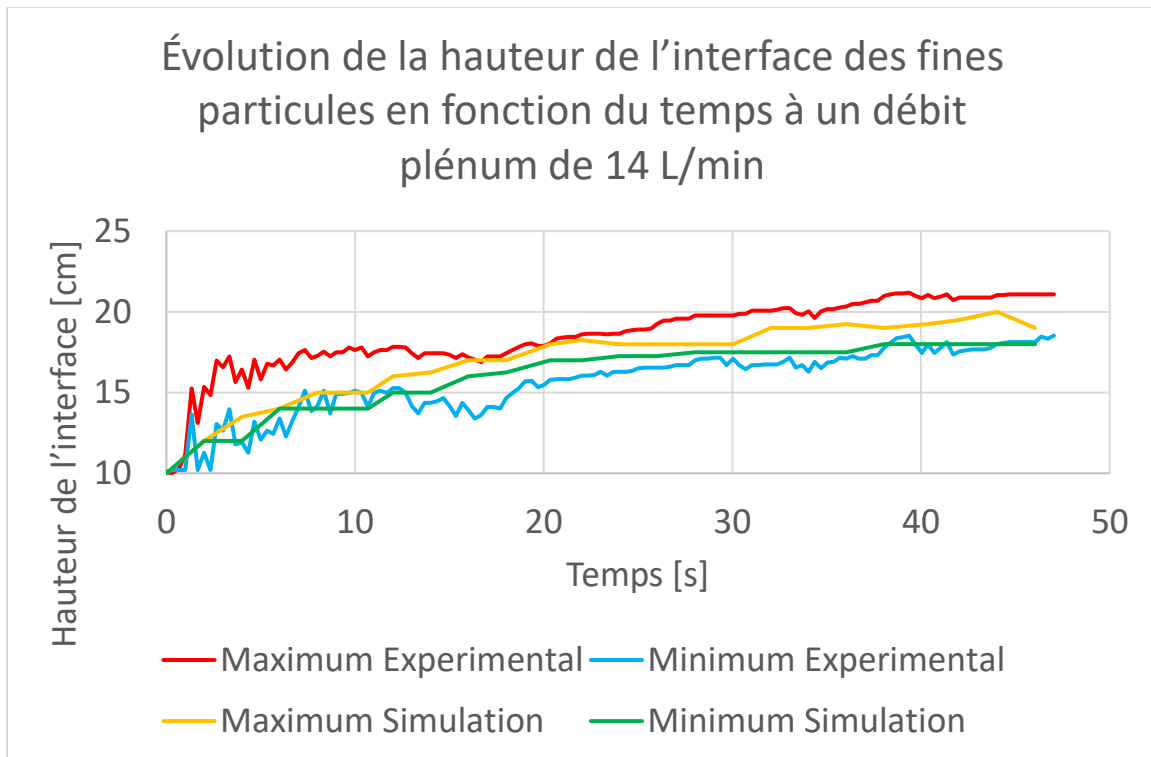


Figure 6.5 : Comparaison expérimentale/numérique sur la séparation des particules à 14 L/min

© Thomas Grillot

Durant le procédé de fluidisation, les particules grossières restent dans le fond du classificateur tandis que l'eau passe au travers les grosses particules en acheminant les plus fines au-dessus du lit de solide. La hauteur du lit de grosses particules étant de 10 cm, c'est la raison pour laquelle l'interface de fines particules commence à cette valeur. Au début de l'essai, toutes les particules fines sont coincées entre les grosses entraînant une fraction volumique solide élevée (environ 70%), et donc une viscosité solide proche de 1 Pa.s due à une importante friction entre les particules. Dès que la fluidisation commence, le solide se soulève et les plus fines particules se déplacent vers le dessus du lit. Les fines particules qui sont déjà proches de l'interface solide/liquide sortent immédiatement du lit, la fraction

solide chute brusquement, à environ 20 % v/v, ce qui entraîne une diminution de la viscosité solide (nuage de fines particules). Cette étape est illustrée au début du graphique de la Figure 6.5 dans les 5 premières secondes où les courbes d'interface des fines particules arborent une forte pente. Après les 5 premières secondes, les fines particules encore coincées dans le lit solide ont de la difficulté à s'extirper, ce qui explique l'augmentation plus progressive de l'interface sur la Figure 6.5. À ce moment-là, la viscosité dans le lit est élevée dû aux interactions, ce qui explique le déplacement au ralenti des particules fines vers le dessus du lit fluidisé. Si la valeur de ω était supérieure à 5, les fines particules sortiraient plus rapidement du lit et le nuage que formerait ces dernières serait bien plus volumineux. À contrario, si la valeur de ω approchait 1, les particules tarderaient plus à sortir du lit et le nuage serait plus petit à cause des effets plus visqueux. L'écart entre le maximum et le minimum de l'interface dans le cas expérimental, environ plus ou moins 1.5 cm, s'explique par le fait que la libération des particules n'est pas homogène. Ceci est dû au moment de l'initialisation du procédé lors du remplissage du classificateur. Le mélange n'est pas parfaitement mixé lors de l'introduction dans le CER ce qui explique le relâchement non homogène lors de la fluidisation. La différence entre les résultats expérimentaux et numériques s'explique par le fait que la granulométrie dans les deux cas n'est pas parfaitement identique. En effet, dans le cas expérimental, la granulométrie des fines varie entre 106 et 150 μm tandis que celle de la simulation est fixe à 106 μm , ce qui explique la différence entre les interfaces. Afin de valider la justesse de la corrélation empirique, deux tests supplémentaires à des débits différents ont été effectués à 10 et 12 L/min. Les résultats expérimentaux et numériques sont de nouveau similaires avec un comportement semblable aux premiers tests à 14 L/min. La principale différence

intervient sur la hauteur de l'interface des fines particules qui est moins élevée dans le cas des deux derniers débits puisque la vitesse de fluidisation est moins importante. La comparaison des résultats expérimentaux et numériques à différents débits est présentée à la Figure 6.6 et Figure 6.7.

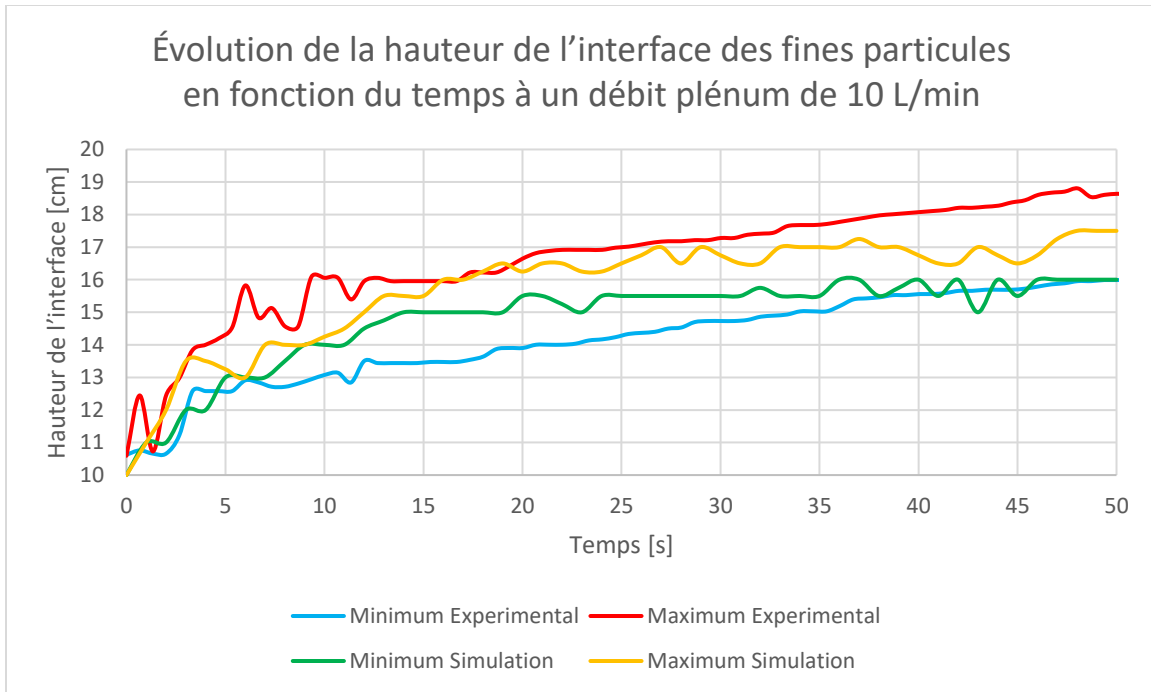


Figure 6.6 : Comparaison expérimentale/numérique sur la séparation des particules à 10 L/min

© Thomas Grillot

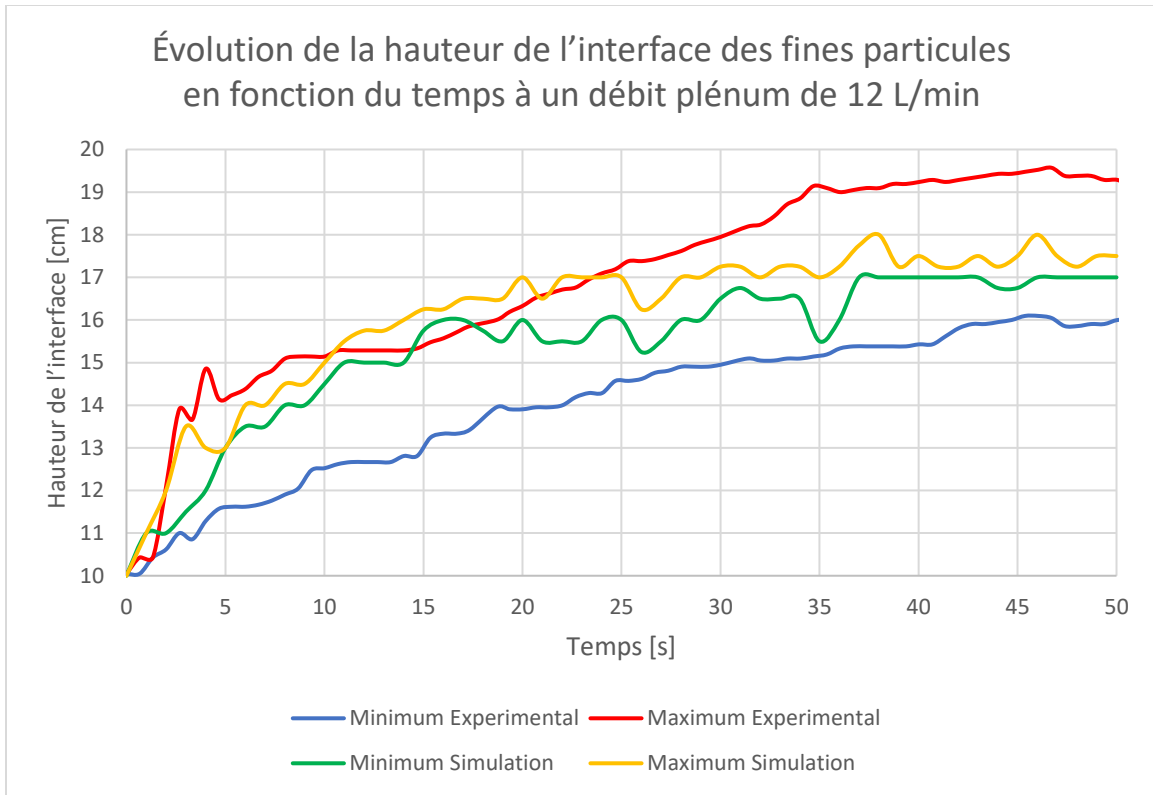


Figure 6.7 : Comparaison expérimentale/numérique sur la séparation des particules à 12 L/min

© Thomas Grillot

La valeur de ω égale à 5 correspond donc bien au mélange de billes de verre utilisé lors de ces essais. Il est à prévoir de faire des essais supplémentaires avec d'autres granulométries et des particules de bauxite afin de vérifier la valeur de ω .

6.2. RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX

Les essais expérimentaux ont permis d'étudier les propriétés du fluide granulaire, les effets des paramètres d'opération sur la séparation solide-liquide dans les classificateurs, mais aussi le développement de corrélations empiriques.

6.2.1. ÉTUDE DU COMPORTEMENT DES MATÉRIELS UTILISÉS

Dans le cadre du présent projet, la bauxite pisolitique est le matériel de base étudié dans les classificateurs, car elle est nécessaire dans la production de l'alumine puis de l'aluminium. Cependant, le mélange d'eau et de bauxite étant difficilement observable dû à son opacité, il a été substitué par un mélange équivalent de billes de verre. Grâce à cette substitution, des essais en laboratoire ont permis d'obtenir les valeurs des propriétés rhéologiques du fluide granulaire qui sont implémentées dans les corrélations empiriques, mais également d'observer l'influence des fines particules dans le mélange et ainsi de comprendre d'où venaient les problèmes de transport. Cette section présente donc une comparaison entre le matériel de base et celui de substitution portant sur les principaux comportements du mélange granulaire.

6.2.1.1. COMPACTION

Même si le matériel de substitution a été choisi de telle sorte que ses caractéristiques physiques soient similaires à celui du matériel de base, des différences surviennent et se doivent d'être précisées. Du fait que la morphologie de la bauxite pisolitique n'est pas parfaitement sphérique à comparer à celle des billes de verre, la première différence qui survient est la compaction. Une première série de tests est effectuée sur chaque granulométrie que ce soit pour la bauxite et pour le verre. Une masse de 100 g de particules est déposée dans un cylindre gradué puis complété jusqu'à un certain niveau avec de l'eau.

Les cylindres gradués sont alors déposés sur une table vibrante à faible intensité afin d'obtenir une plus haute compaction (Figure 6.8 et Figure 6.9: Compaction de la bauxite).

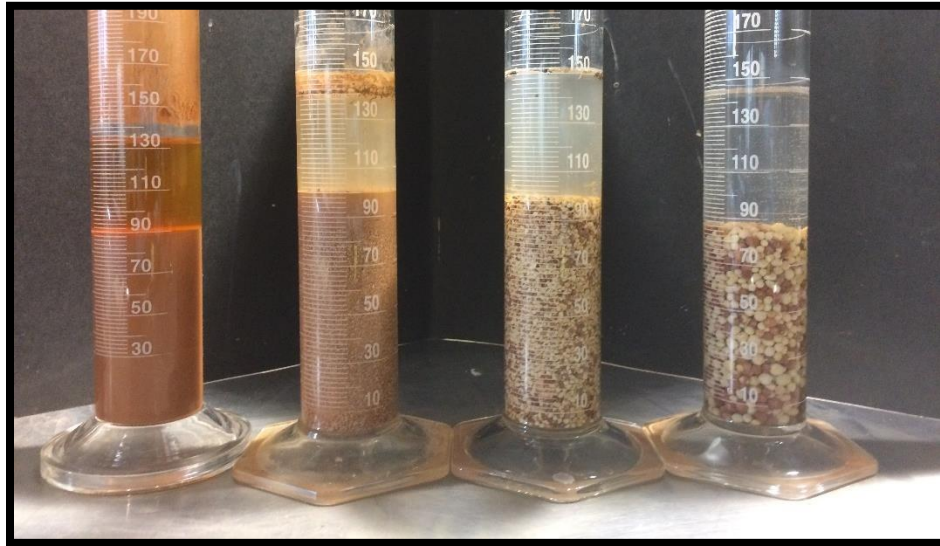


Figure 6.8 : Compaction de la bauxite

© Éric Lemay

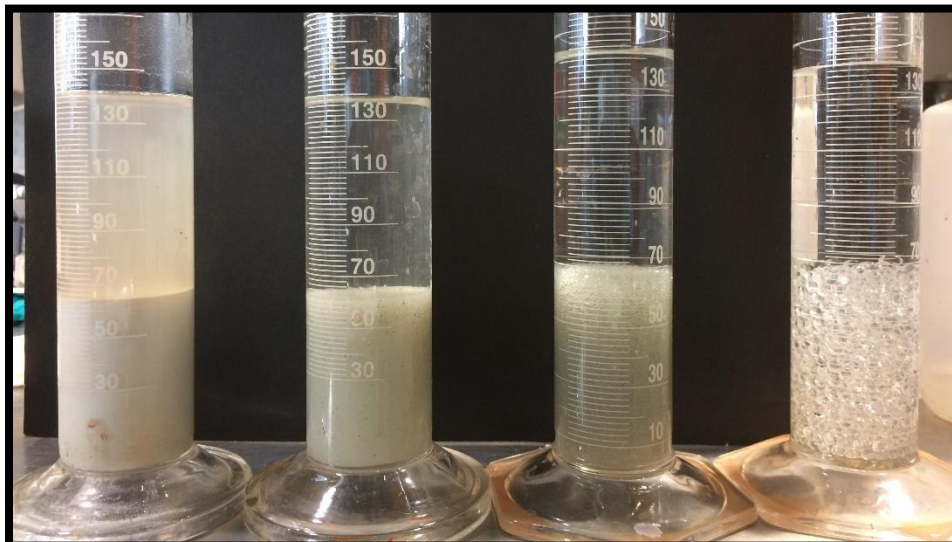


Figure 6.9 : Compaction des billes de verre

© Éric Lemay

Le volume poreux, c'est-à-dire le solide avec ses espacements, est alors calculé en multipliant la surface à la base du cylindre par la hauteur de particules observée. Par la suite, en divisant la masse de 100 g par le volume calculé précédemment, la masse volumique apparente est obtenue. Connaissant la masse volumique exacte pour le verre et pour la bauxite, la masse volumique apparente calculée pour chaque granulométrie est alors divisée par la densité du solide lui correspondant. Ainsi, le taux de compaction est obtenu pour chaque granulométrie et est présenté à la Figure 6.10.

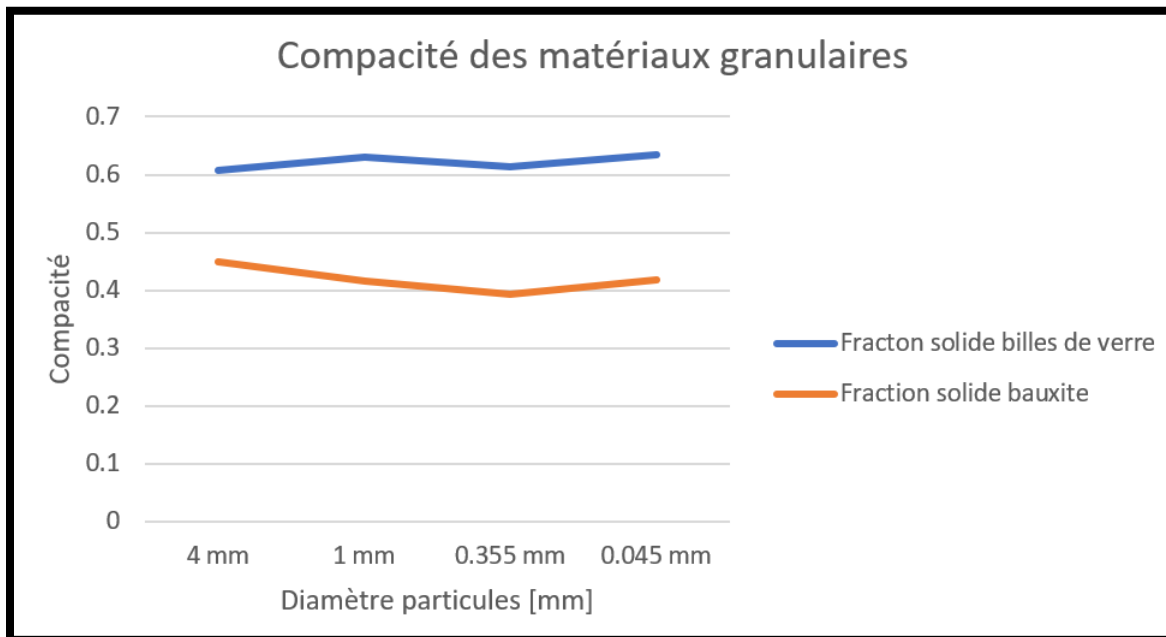


Figure 6.10 : Étude de compaction entre la bauxite et les billes de verre

© Thomas Grillot

La compaction des billes verre, étant un mélange monodispersé, approche la valeur maximale de la fraction volumique citée dans la littérature, à savoir 63% v/v pour n'importe quel diamètre. Cette valeur permettra de compléter la corrélation empirique citée dans la

section 6.1.1 dans le cas des simulations numériques du CER pour des mélanges monodispersés de billes de verre. Dans le cas des particules de bauxite, la compaction est beaucoup moins importante du fait que les particules ne sont pas parfaitement sphériques. En effet, il a été mentionné dans le chapitre 3, que la compaction des billes de verre peut atteindre jusqu'à 63% v/v du fait que les sphères n'ont qu'un seul point de contact entre elles et donc un minimum de friction qui favorise le compactage. À contrario les particules de bauxite offrent plusieurs points de contact entre elles, ce qui augmente la friction et diminue la capacité de la bauxite à se compacter. Ainsi, comme le montrent les résultats à la Figure 6.10, les particules de bauxite monodispersée offrent une compaction d'environ 40% v/v pour tous les diamètres et donc la corrélation empirique devra être implémentée avec cette valeur pour la fraction volumique maximum lorsque le mélange est constitué de particules de bauxite de même diamètre. Les premiers tests ont permis de comparer différentes granulométries et de montrer que le diamètre des particules influence peu la compaction. Une autre série de tests a cette fois été effectuée sur des mélanges reprenant la granulométrie présente à l'usine Andoom, et ce, pour les deux matériels. La même méthode de mesure a été effectuée et donne les résultats suivants : 71% v/v pour les billes de verre et 62% pour les particules de bauxite. Cette augmentation dans les deux cas est due aux fines particules qui viennent combler les espaces entre les plus grosses et donc viennent augmenter fortement la masse volumique du mélange. La valeur de compaction trouvée dans le cas de la bauxite est celle qui sera implémentée dans les simulations numériques du classificateur à échelle industrielle.

6.2.1.2. RÔLE DES FINES PARTICULES

Les fines particules ont tendance à combler l'espace entre les plus grosses d'entre elles, mais également un rôle de lubrification du fluide granulaire. Deux tests ont été réalisés avec deux mélanges de billes de verre : un premier mélange constitué exclusivement de grosses particules, et un second mélange identique, mais en y ajoutant des particules fines (environ 100 μm). Le test consiste à remplir un b cher d'un mélange puis d'y plonger un agitateur mécanique. Dans le cas du premier mélange, constitué de grosses particules, aucune d'entre elles n'est emportée par les pales, mis à part celles en contact direct avec les pales. Les particules sont trop lourdes et trop compactées créant ainsi une force de résistance supérieure à celle du moteur, ce qui explique leur stabilité. Dans le cas du second mélange, avec les fines particules, 10 secondes après que le moteur soit en rotation, plus de la moitié du mélange se déplace. Les premières particules à se déplacer sont les plus fines étant donné leur faible poids. Par la suite, les particules un peu plus grosses commencent à se déplacer, roulant sur les plus petites particules. Le procédé continue ainsi de suite en emportant à chaque fois des particules plus grosses jusqu'à ce que la totalité du mélange se déplace. Une comparaison des deux mélanges après 10 secondes de rotation est illustrée à la Figure 6.11.

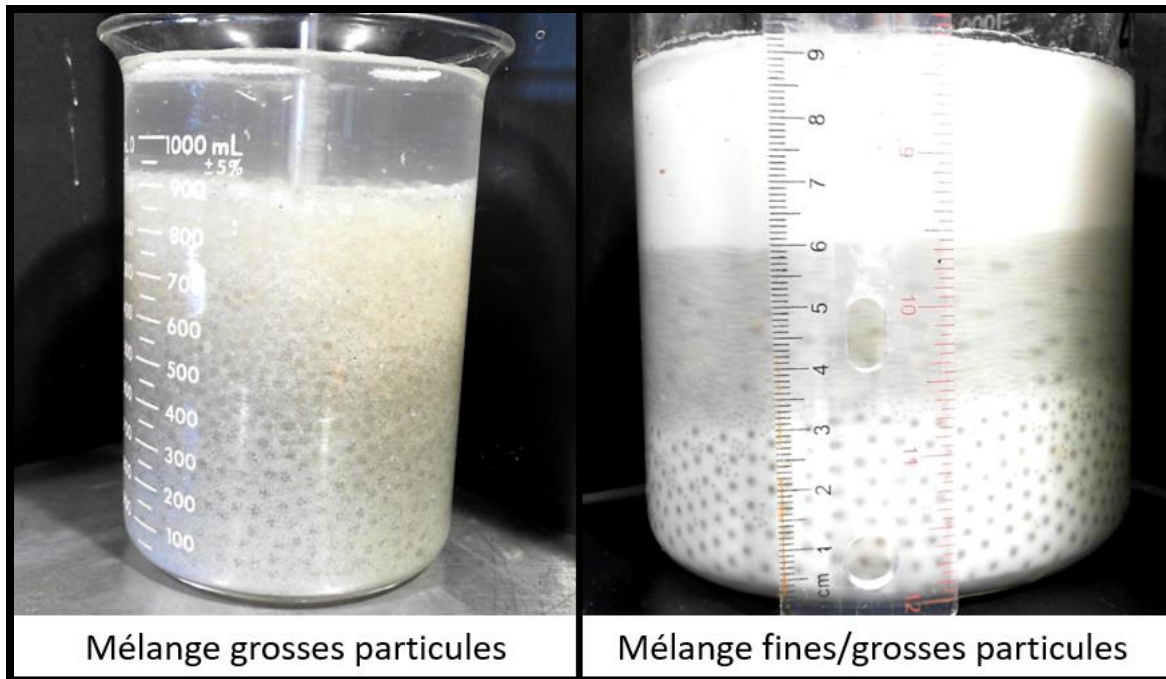


Figure 6.11 : Comparaison de deux mélanges soumis à une vitesse de rotation

© Éric Lemay

Le rôle des fines est donc d’amorcer le déplacement des plus grosses particules qui roulent sur ces dernières. De manière physique, cela se traduit par une diminution de la viscosité dans le cas du second mélange. Il ne s’agit pas là d’un fluide rhéofluidifiant puisque la vitesse de rotation reste la même au cours du temps. La diminution de la viscosité est due au temps que les particules mettent pour s’entraîner les unes par rapport à l’autre et non par la vitesse de rotation qui augmente. Cela s’explique également par la corrélation empirique développée précédemment : en se faisant emporter par le fluide, les fines particules sont moins compactées et donc la fraction volumique solide chute, entraînant avec elle la diminution de la viscosité. Ces tests suggèrent que la présence des fines particules est la cause des problèmes de transport mentionnés dans le chapitre 1.

6.2.2. RÉSULTATS DU CLASSIFICATEUR À ÉCHELLE RÉDUITE

Le classificateur à échelle réduite (CER) a permis de concevoir une corrélation empirique (Section 6.1), mais également d'étudier les effets des paramètres d'opération sur la quantité de fines à la sousverse. Les paramètres d'opération à étudier sur le CER sont le débit à l'alimentation du CER ainsi que sa fraction solide, le débit passant par le plénum, le temps d'ouverture des sousverses ainsi que la hauteur du lit de solide lors de l'initialisation. Chaque paramètre d'opération est étudié séparément dans un premier temps afin de quantifier correctement son influence sur les variables de sortie. Dans un second temps, une étude paramétrique complète regroupera tous les paramètres d'opération afin de noter tout lien qui puisse exister entre ces derniers et qui influencerait les variables de sortie du CER, à savoir la granulométrie et la fraction solide.

6.2.2.1. ÉTUDE DU LIT FLUIDISÉ

La séparation des particules selon leur taille dans le classificateur se déroule dans la partie inférieure du réservoir où se forme le lit fluidisé. Pour étudier l'effet de chaque paramètre sur le comportement du lit et donc sur la quantité de fines à la sousverse, une première étude du CER sans alimentation de matériel est réalisée (lit fluidisé simple). Les paramètres qui jouent sur le comportement du lit fluidisé sont le débit du plénum, le temps d'ouverture des sousverses puis la hauteur initiale de ce dernier. Ainsi, chaque condition d'opération est modifiée à chaque test puis une fois le procédé de fluidisation stable, un échantillon est prélevé à la sousverse. L'échantillon est analysé afin de mesurer la quantité

de fines perçue lors de l'extraction du solide par la sousverse. Le matériel utilisé dans cette étude est un mélange de billes de verre composé de grosses particules (2 mm) et de fines particules (106 à 150 μm) avec comme proportions respectives 70% et 30% p/p. Ce mélange binaire permet de simplifier l'étude et d'observer de manière plus distincte la séparation des particules.

6.2.2.1.1. DÉBIT PLÉNUM

Trois débits de plénum sont testés au cours de ces essais : 5, 10 et 15 L/min. La hauteur de lit est fixe, à savoir 20 cm et le temps d'ouverture fixé à 5 secondes. Une sousverse est ouverte lorsque la fluidisation est stable, puis l'échantillon est récupéré dans un cylindre gradué. L'échantillon est alors transvasé dans un tamis qui sépare les grosses des fines particules. Le volume de fines et de grosses est noté puis transcrit en pourcentage solide permettant ainsi de quantifier l'influence du débit du plénum sur la séparation des particules. Les résultats pour les trois débits sont présentés à la Figure 6.12.

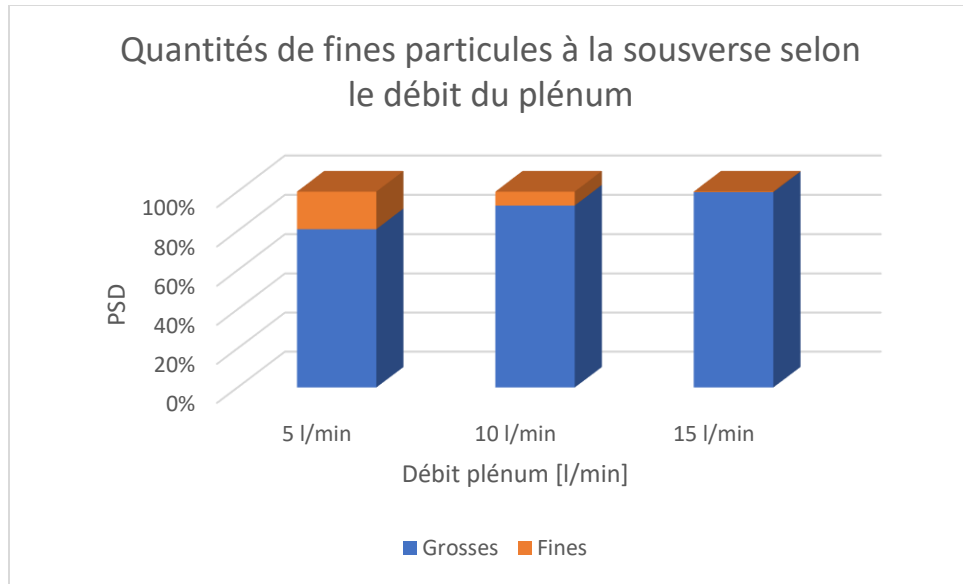


Figure 6.12 : Influence du débit du plénum sur la séparation solide-liquide

© Thomas Grillot

Les résultats démontrent que plus le débit de plénum est élevé et plus la quantité de fines à la sousverse sera faible. En effet, pour un débit de 5 L/min la quantité de fines constitue 23% du solide total alors qu'à 15 L/min elles ne sont présentes qu'à moins de 1%. Ceci est dû au fait qu'en envoyant plus d'eau dans le classificateur, le lit de solide se soulève un peu plus diminuant ainsi la fraction volumique solide et de surcroît la viscosité du mélange. Les particules fines sont donc plus facilement acheminées à la surface du lit s'éloignant ainsi de la sousverse, évitant d'être aspirées lors de l'ouverture de cette dernière. L'augmentation du débit du plénum a également pour effet de fournir plus de vitesse ascensionnelle et donc de contrer davantage la chute des particules dans la sousverse, diminuant davantage la quantité de fines lors de l'extraction. Il n'aurait servi à rien d'augmenter davantage le débit du plénum, puisque la quantité de fines est déjà quasiment nulle, ceci indique donc un débit limite pour cette condition d'opération. De

plus, dans le cas de l'opération du CER, la quantité d'eau utilisée et son coût ne sont pas des enjeux, alors qu'à l'échelle industrielle le coût et la disponibilité de l'eau peuvent limiter l'augmentation du débit du plénum.

6.2.2.1.2. TEMPS D'OUVERTURE DES VALVES DE SOUSVERSES

Contrairement à l'augmentation du débit du plénum, le temps d'ouverture des valves de sousverses ne représente aucune augmentation de budget pour le côté industriel. Pour cette série de tests, la hauteur du lit est fixée à 15 cm et le débit d'eau au plénum à 15 L/min. Ces deux conditions d'opération fixes permettent de mieux quantifier l'influence du temps d'ouverture des sousverses sur la quantité de fines présentes à ces dernières. La méthode d'analyse est la même que précédemment. Les temps d'ouverture testés sont de 1 à 9 secondes avec deux secondes d'écart entre chaque. Les résultats sont représentés à la Figure 6.13.

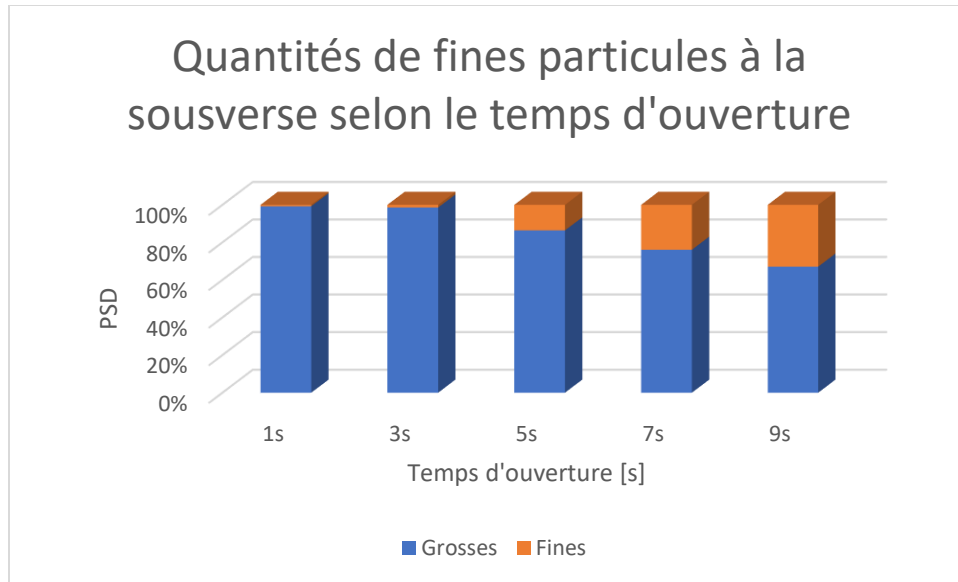


Figure 6.13 : Influence du débit plénum sur la séparation solide-liquide

© Thomas Grillot

Les résultats montrent que plus le temps d'ouverture est long, plus la quantité de fines sera importante. En effet, plus le temps d'ouverture est long et plus la sousverse aura le temps d'extraire les couches supérieures du lit, sachant que les fines particules se situent sur le dessus de ce dernier. À une et trois secondes d'ouverture, la quantité de fines représente moins de 1% de la quantité de solide, car la sousverse n'a pas eu le temps d'aller piocher dans le nuage de fines particules présent sur le dessus du lit. À partir de 5 secondes d'ouverture, la quantité de fines augmente passant à 15% puisque la couche de fines particules a commencée à être atteinte. À 7 et 9 secondes, la quantité de fines est respectivement de 30 et 45%, dû au fait que toute la hauteur du lit de solide se dirige vers la sousverse. Au-delà de 9 secondes, en plus de la grande quantité de fines présentes dans l'échantillon, la fraction volumique solide diminue du fait que n'ayant plus de solide à extraire directement au-dessus de la sousverse, la sortie extrait directement l'eau présente

au-dessus du lit. L'eau se dirigeant directement dans la sousverse crée un tourbillon communément appelé « trou de rat » (*rathole* en anglais) rendant trop humide le mélange solide-liquide à la sousverse et causant des problèmes dans les étapes subséquentes, tel que décrit au chapitre 2. L'extraction du mélange par la sousverse est représentée à la Figure 6.14.

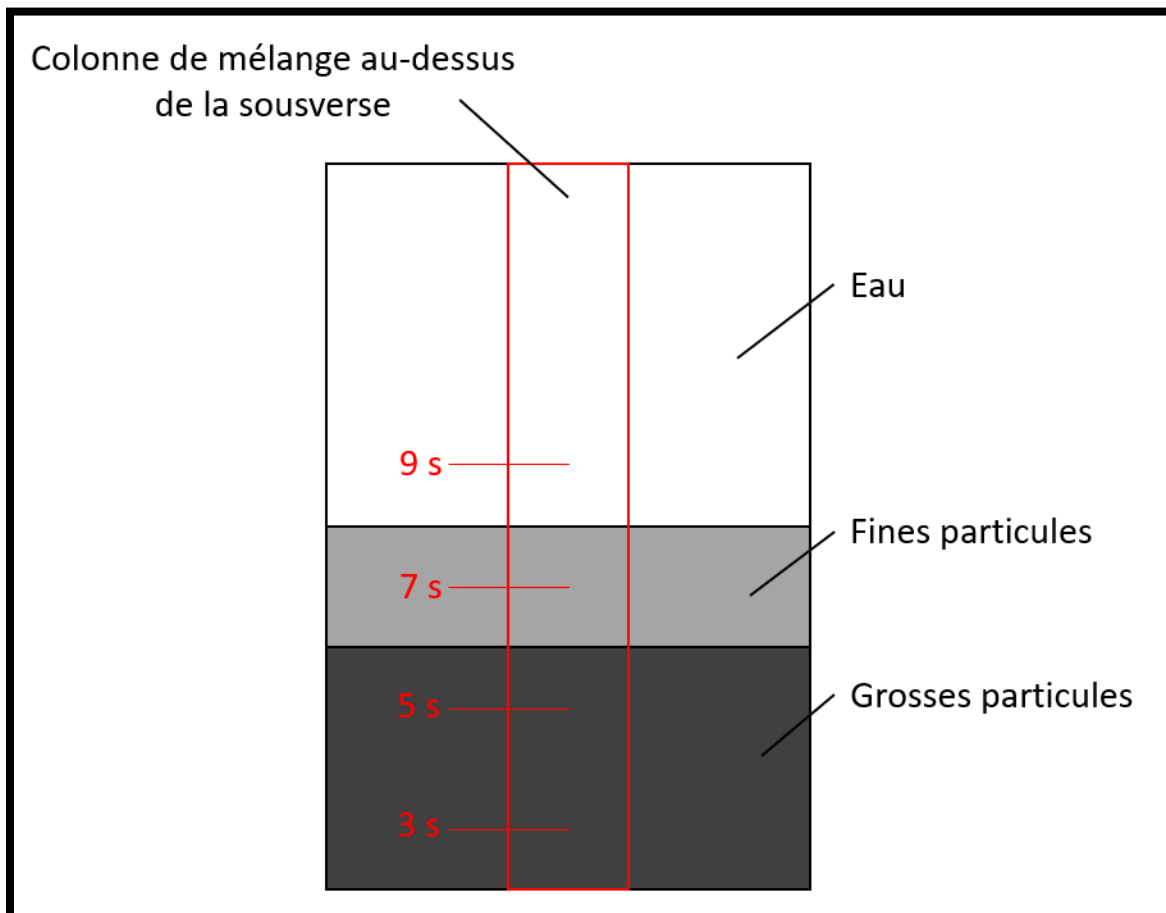


Figure 6.14 : Extraction du mélange solide-liquide par la sousverse selon le temps d'ouverture

© Thomas Grillot

La solution pour limiter la quantité de fines à la sousverse serait donc de diminuer le temps d'ouverture au plus bas. Cependant, avec un temps d'ouverture trop court tel que 1 seconde, le solide n'a pas assez de temps pour sortir par la sousverse, cela a pour conséquence de diminuer la production de bauxite dans le cas industriel.

6.2.2.1.3. HAUTEUR DU LIT DE SOLIDE

La dernière condition d'opération à étudier est la hauteur de lit. Pour étudier son influence sur la quantité de fines particules à la sousverse, les autres conditions d'opération seront fixées : 15 L/min pour le plénum et 5 secondes d'ouverture pour la sousverse. Les différentes hauteurs de lit étudiées sont 10, 15 et 20 cm. Le classificateur est rempli jusqu'à la hauteur souhaitée de solide puis son remplissage est complété avec de l'eau. Le plénum est activé puis lorsque la fluidisation est stable, la sousverse s'ouvre. La méthode d'analyse est la même que précédemment. Les résultats de l'influence de la hauteur de lit sur la quantité de fines particules à la sousverse sont présentés à la Figure 6.15.

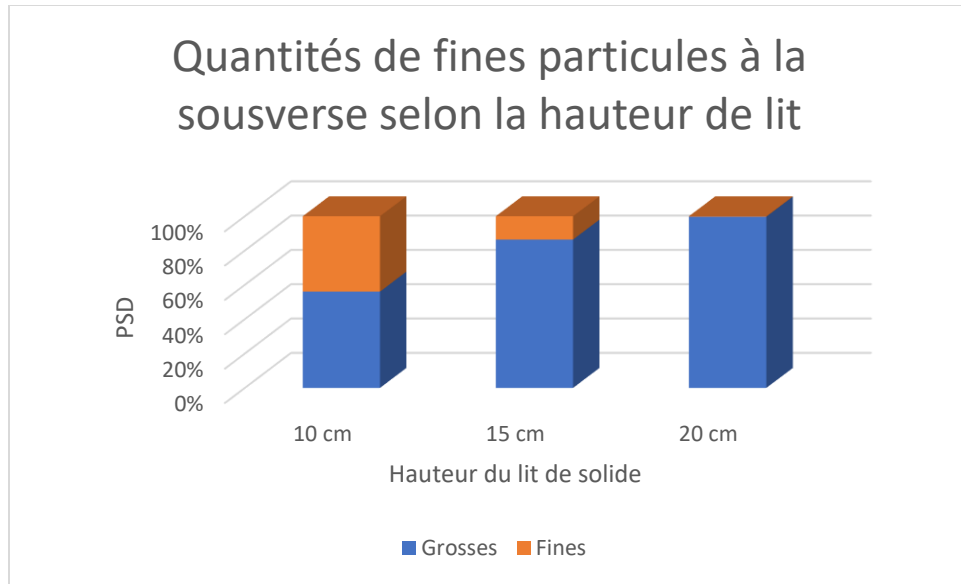


Figure 6.15 : Influence de la hauteur du lit de solide sur la séparation solide-liquide

© Thomas Grillot

Les résultats montrent que plus la hauteur de lit est élevée et plus la quantité de fines à la sousverse sera faible. En effet, lorsque la hauteur du lit est faible, les fines particules se trouvant sur le dessus du lit de solide se font aspirer lors de l'ouverture de la sousverse : il n'y a pas assez de distance entre le nuage de fines particules et l'ouverture. De plus, une hauteur de lit insuffisante produirait le même effet qu'un temps d'ouverture trop long, à savoir un tourbillon de liquide, qui ferait diminuer la fraction solide à la sousverse. A contrario, lorsque la hauteur du lit est importante, le lit de grosses particules procure une distance suffisante entre l'ouverture et les fines particules, ainsi ces dernières n'ont pas le temps de se rendre jusqu'à la sousverse. La Figure 6.16 représente le principe d'extraction du mélange solide-liquide selon la hauteur de lit (10, 15 et 20 cm).

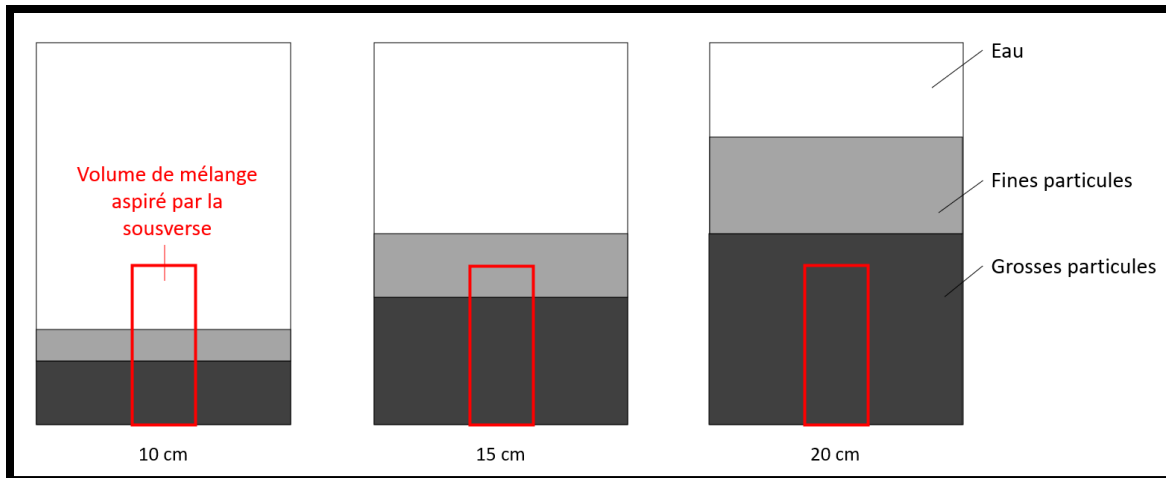


Figure 6.16 : Extraction du mélange solide-liquide par la sousverse selon la hauteur de lit

© Thomas Grillot

La variation de la hauteur du lit de solide se traduit par une quantité de fines inférieure à 1%, pour ne pas dire quasiment nulle dans le cas d'une hauteur de 20 cm, alors que pour une hauteur de lit de 10 cm, la quantité de fines particules à la sousverse avoisine les 44%. Rien ne sert d'augmenter davantage la hauteur de lit sous peine de débordement excessif par la surverse. Dans le cas industriel, le fait de fermer toutes les sousverses en même temps selon un certain délai permet de créer une hauteur de lit suffisante sur toute la surface.

6.2.2.1.4. ÉTUDE PARAMÉTRIQUE DU LIT FLUIDISÉ

L'étude paramétrique de cette section regroupe l'ensemble des différentes conditions d'opération du lit fluidisé vu précédemment dans une seule et même étude. La

quantité de fines particules à la sousverse lors du procédé de fluidisation dépend des trois variables aux trois principaux niveaux cités dans le Tableau 6.1.

Tableau 6.1 : Niveaux des conditions d'opération

Condition d'opération	Niveau bas	Niveau moyen	Niveau haut
Débit plénum	5 L/min	10 L/min	15 L/min
Temps d'ouverture sousverse	1 s	5 s	9 s
Hauteur de lit	10 cm	15 cm	20 cm

Ainsi, 27 essais sont réalisés à partir d'un plan d'expérience afin de comprendre le comportement du lit fluidisé. Les résultats sont présentés sous forme de surface représentant le pourcentage de fines particules présentes dans le solide. Afin de mieux distinguer l'effet des conditions d'opération, les résultats sont présentés selon la hauteur de lit. Ainsi chaque graphique correspond à une hauteur de lit avec comme variable le débit du plénum et le temps d'ouverture. Les résultats représentés sous forme de surfaces (graphique à 3 dimensions) permettent de trouver graphiquement le point où la quantité de fines est la plus minime et ainsi d'en conclure quelle valeur il faut appliquer aux conditions d'opération afin d'optimiser le procédé de séparation (Figure 6.17, Figure 6.18 et Figure 6.19).

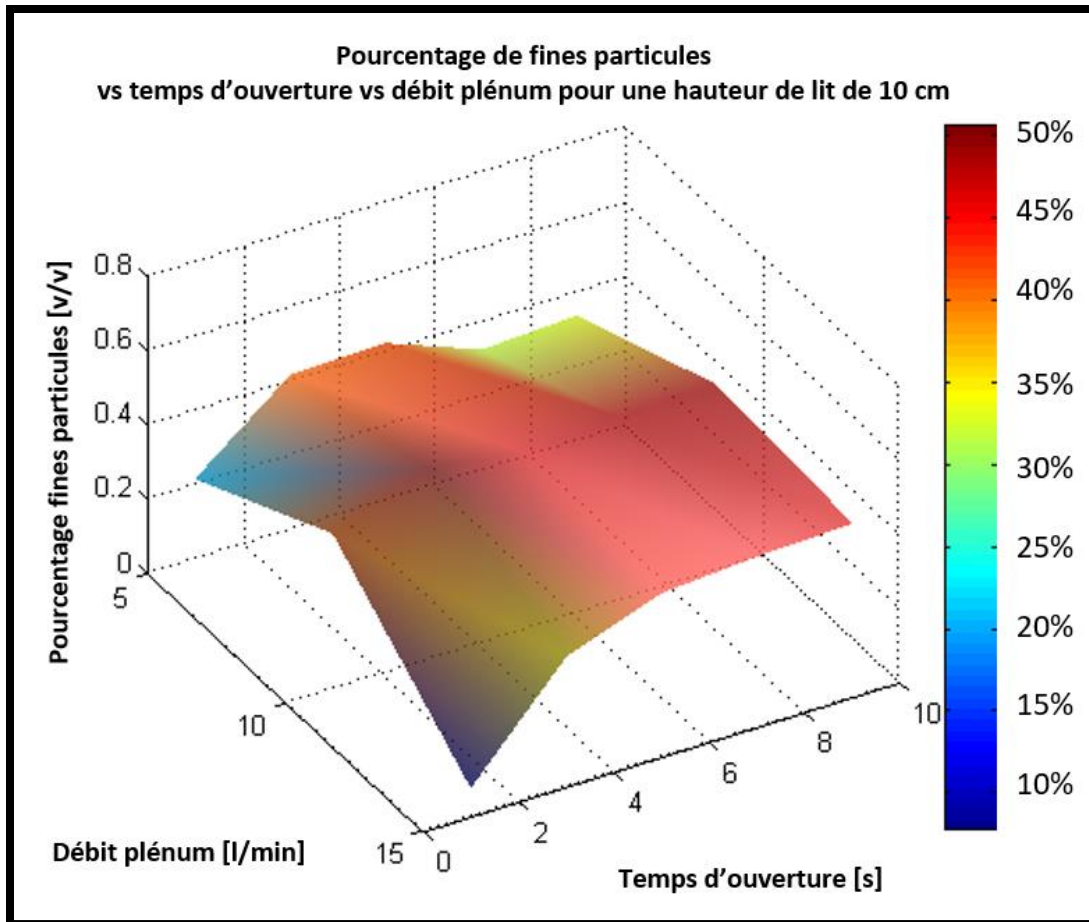


Figure 6.17 : Pourcentage de fines particules vs temps d'ouverture vs débit plénum pour une hauteur de lit de 10 cm

© Thomas Grillot

La Figure 6.17 représente donc la quantité de fines particules à la sousverse pour une hauteur de lit de 10 cm. La première observation sur ces résultats est que la courbe 3D qui en découle est relativement plate, ce qui se traduit par peu de variations lors du changement de niveau des conditions d'opération. Si l'on recherche le point se situant le plus bas sur la surface (quantité de fines la plus faible), ce dernier se situe aux valeurs de 15 L/min pour le débit du plénum et de 1 seconde d'ouverture pour la sousverse. Cependant, comme cité précédemment, un temps d'ouverture trop court ne fournit pas

assez de solide pour une production de bauxite viable. Ce point est donc à exclure comme solution optimale. Comme le reste de la surface est uniforme, offrant généralement une quantité de fines d'environ 40% v/v, bien supérieure à ce qui est souhaité, la condition d'opération avec une hauteur de lit de 10 cm est rejetée.

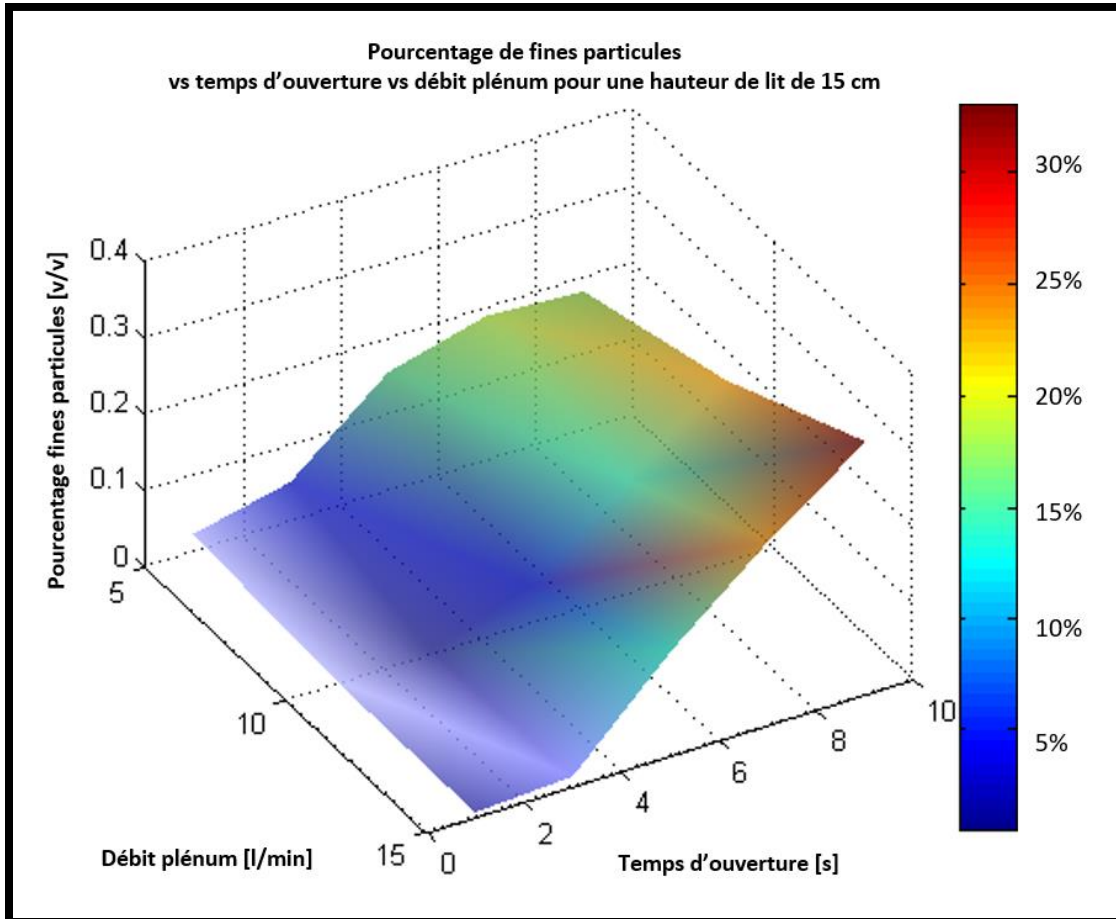


Figure 6.18 : Pourcentage de fines particules vs temps d'ouverture vs débit plénum pour une hauteur de lit de 15 cm

© Thomas Grillot

Le second graphique (Figure 6.18) représente la quantité de fines avec une hauteur de lit de 15 cm. Le graphique montre davantage de variations comparativement à ce qui a

été observé avec un lit de 10 cm et spécialement sur la variation du temps d'ouverture qui influe grandement sur la quantité de fines. En effet, en comparaison avec la Figure 6.17, une forte augmentation est observée lorsque le temps d'ouverture croît, et cela pour n'importe quel débit du plénum. Dans le cas du débit du plénum, l'impact est peu visible, se traduisant par une courbe 3D relativement plane sur l'axe de ce dernier. Ainsi grâce à la Figure 6.18, le point minimal de la courbe s'obtient avec un temps d'ouverture de 1 seconde. Cependant, ce point ne peut pas être retenu car trop peu de matière aura eu le temps de sortir du classificateur. Ainsi, le point optimal de la courbe 3D se situe à un temps d'ouverture de 3 secondes. La variation du débit du plénum ayant également un peu d'impact, la valeur retenue est 15 L/min. La quantité de fines à ce point correspond à quasiment 0% du solide total.

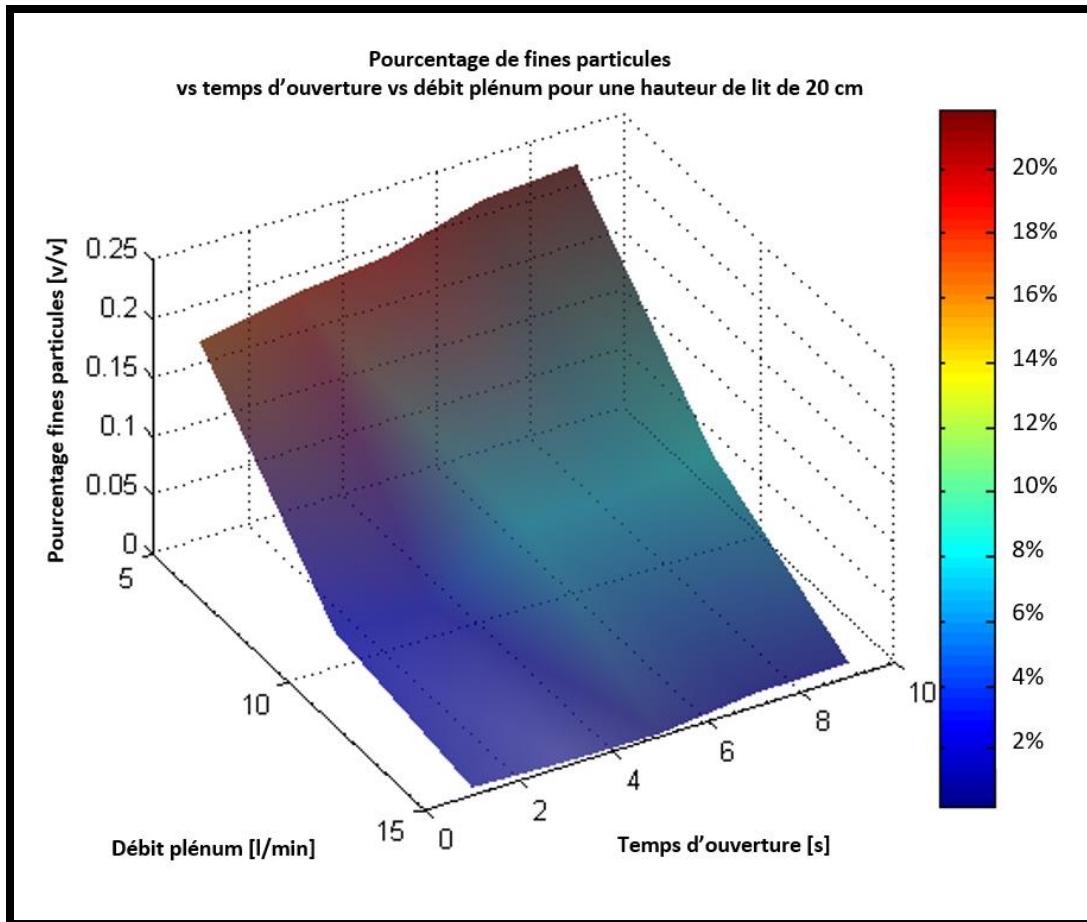


Figure 6.19 : Pourcentage de fines particules vs temps d'ouverture vs débit plénum pour une hauteur de lit de 20 cm

© Thomas Grillot

La Figure 6.19 représente la quantité de fines à la sousverse lorsque le lit de solide mesure 20 cm. Sur ce graphique, la surface varie énormément, avec une quantité minimale de fine à 0% et au contraire une quantité maximale de 20%, nettement inférieure à celle de la Figure 6.17 qui présente une quantité moyenne de 40%. En comparaison avec les autres graphiques (Figure 6.17 et Figure 6.18), la courbe 3D varie davantage sur le débit du plénum que sur le temps d'ouverture, mettant en évidence un lien direct entre le débit du plénum et la hauteur de lit. La quantité de fines avoisine les 0% lorsque le débit est à 15

L/min et ce pour n'importe quel temps d'ouverture. Cependant, l'influence du temps d'ouverture est notable lorsque le débit du plénum est à 5 L/min, où une faible pente de la courbe 3D est observée. Cette courbe donne les meilleurs résultats, car elle permet d'optimiser la séparation des particules tout en gardant un temps d'ouverture élevé pour récupérer le plus de solide possible.

À la suite de ces trois études, nous pouvons conclure que la quantité minimale de fines est atteinte lorsque le débit du plénum est au maximum (15 L/min), que le temps d'ouverture est minimal et que la hauteur du lit de solide est élevée. Cependant, cette étude purement graphique ne permet pas de quantifier l'influence de chaque paramètre sur la quantité de fines à la sousverse, ni de quantifier un lien entre les variables. En effet, il a été observé sur la Figure 6.17 que peu importe le débit du plénum ou le temps d'ouverture, les résultats sont très similaires, alors que sur les graphiques des Figure 6.18 et Figure 6.19, la moindre variation des conditions d'opération a une influence sur les résultats, mais de manière différente. Ceci se traduit donc par des relations qui existent entre les variables. Ainsi, le prochain paragraphe propose une méthode d'analyse statistique des résultats qui permet de quantifier l'influence de chaque condition d'opération par des facteurs, mais également de quantifier le lien entre elles. Dans une ultime étape, la réponse (quantité de fines) sera prédite par une fonction mathématique développée à l'aide des facteurs trouvés.

Les 27 tests sont répertoriés dans un tableau avec leur différent niveau. On attribue respectivement la valeur -1, 0 et 1 aux niveaux bas, moyen et haut. La dernière colonne représente la réponse à chaque test c'est-à-dire la quantité de fines récupérée à la sousverse.

La première étape est de calculer la valeur moyenne de la réponse qui sera le premier facteur de la fonction mathématique. La seconde étape est de calculer chaque facteur correspondant à chaque condition d'opération en faisant la moyenne pondérée avec le niveau et la réponse du test. Enfin, la dernière étape consiste à calculer les facteurs de relations (interaction) entre chaque condition d'opération. Pour ce faire, les niveaux de deux conditions d'opération sont multipliés entre eux pour obtenir un niveau d'interaction, puis comme précédemment, la moyenne pondérée est effectuée. Comme nous l'avons vu pour les tests précédents, il existe un lien entre la hauteur de lit et le débit du plénum, puis un second lien entre la hauteur de lit et le temps d'ouverture. Aucune interaction n'est à déclarer entre le temps d'ouverture et le débit du plénum puisque ces deux variables changent de manière complètement indépendante. L'ensemble de ces étapes est répertorié dans le Tableau 6.2.

Tableau 6.2 : Estimation des coefficients des conditions d'opération

Test	Effet moyen	Hauteur lit	Débit plénum	Temps ouverture	Interaction H/T	Interaction H/P	Volume fines [mL]
1	1	-1	-1	-1	1	1	36
2	1	-1	-1	0	0	1	610
3	1	-1	-1	1	-1	1	800
4	1	-1	0	-1	1	0	21
5	1	-1	0	0	0	0	705
6	1	-1	0	1	-1	0	1525
7	1	-1	1	-1	1	-1	11
8	1	-1	1	0	0	-1	565
9	1	-1	1	1	-1	-1	1500
10	1	0	-1	-1	0	0	3
11	1	0	-1	0	0	0	192
12	1	0	-1	1	0	0	450
13	1	0	0	-1	0	0	1
14	1	0	0	0	0	0	55
15	1	0	0	1	0	0	580
16	1	0	1	-1	0	0	1
17	1	0	1	0	0	0	170
18	1	0	1	1	0	0	820
19	1	1	-1	-1	-1	-1	25
20	1	1	-1	0	0	-1	250
21	1	1	-1	1	1	-1	540
22	1	1	0	-1	-1	0	4
23	1	1	0	0	0	0	86
24	1	1	0	1	1	0	183
25	1	1	1	-1	-1	1	0.8
26	1	1	1	0	0	1	2.5
27	1	1	1	1	1	1	26
Estimation des coefficients	339	-172	7	234	-113	-52	

Les estimations des coefficients permettent de tirer plusieurs conclusions. La première d'entre elles est que la quantité moyenne de fines particules à la sousverse dans l'ensemble de l'étude est de 339 mL (effet moyen). Par la suite, les estimations peuvent être classées dans l'ordre décroissant et il est possible de déterminer quelle variable a le plus d'impact sur la quantité de fines. Le plus gros coefficient obtenu est celui du temps

d'ouverture (234). Comme ce dernier est positif, cela signifie qu'il augmente la quantité de fines à la sousverse, il faudra donc associer la plus petite valeur possible au temps d'ouverture pour avoir de meilleurs résultats. Le coefficient de la hauteur de lit arrive en seconde position avec pour valeur absolue 172. À comparer avec les autres coefficients il reste élevé ; cela signifie qu'il a une grande influence sur la quantité de fines. Cependant, à comparer du précédent coefficient, il a une valeur négative donc il diminue la quantité de fines à la sousverse, il faut donc avoir une hauteur de lit le plus haut possible. Le troisième coefficient ayant la plus grande valeur est l'interaction entre la hauteur de lit et le temps d'ouverture (113). Cela signifie que lorsque les deux variables sont combinées, leur influence est d'autant plus grande. Dans le cas de l'étude du lit fluidisé, cela signifie qu'il faut avoir une hauteur de lit élevée et un temps d'ouverture court pour avoir le meilleur résultat possible. Les deux derniers coefficients sont le débit du plénum et l'interaction entre ce dernier et la hauteur de lit. Le coefficient correspondant au plénum vaut 7, qui est très petit comparativement aux autres, cela signifie qu'il n'a aucune influence sur la quantité de fines particules à la sousverse. Cependant, son interaction avec la hauteur de lit a un coefficient de 52, ce qui signifie qu'il faut que le débit du plénum soit combiné avec une grande hauteur de lit pour avoir de l'influence sur la quantité de fines particules, comme l'indique la Figure 6.19.

À la suite de ces étapes d'analyse, les facteurs sont regroupés dans la fonction mathématique qui représente le comportement de la quantité de fines particules à la sousverse et qui permet d'en prédire la quantité en fonction des conditions d'opération choisies. La fonction est définie par l'équation 6.5.

$$y = 339 - 172.C_h + 7.C_p + 234.C_t - 113.I_{h/t} - 52.I_{h/p} \quad (6.5)$$

Avec y la quantité de fines particules à la sousverse, C_h l'estimation du coefficient de la hauteur de lit, C_p l'estimation du coefficient du débit du plénum, C_t l'estimation du coefficient du temps d'ouverture, $I_{h/t}$ l'estimation de l'interaction entre la hauteur de lit et le temps d'ouverture et $I_{h/p}$ l'estimation de l'interaction entre la hauteur de lit et le débit du plénum.

La fonction mathématique du comportement de la quantité de fines particules à la sousverse donne une estimation de la réponse avec une certaine erreur appelée résidu. La fonction mathématique est viable sur la prédiction de la réponse puisque la somme des résidus qui en découle est nulle. La Figure 6.20 représente les réponses réelles et les réponses prédites par la fonction mathématique pour les diverses expériences.

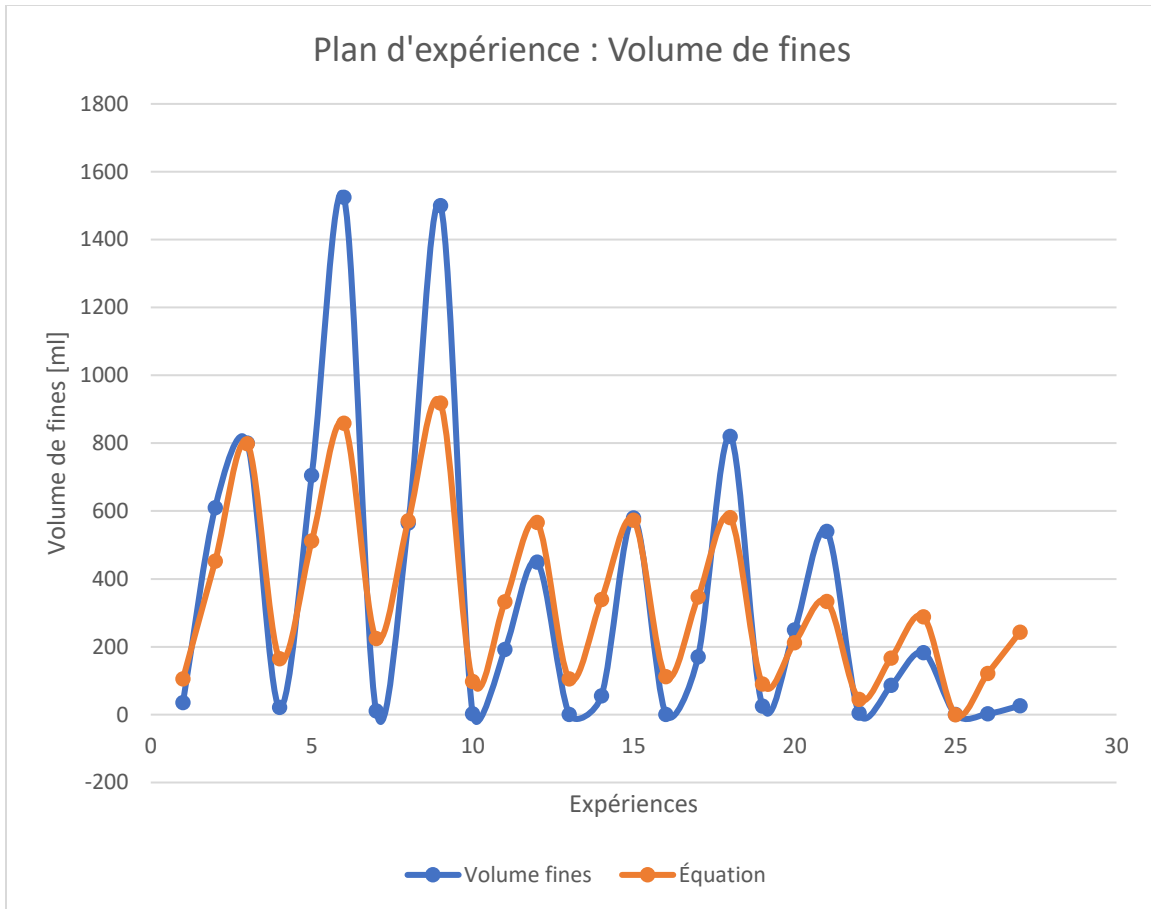


Figure 6.20 : Plan d'expérience quantité de fines particules à la sousverse

© Thomas Grillot

6.2.2.2. DÉBIT D'ALIMENTATION

Le lit fluidisé est la principale source de séparation solide-liquide dans le classificateur comme l'a prouvé l'étude précédente. Cependant, le classificateur est aussi équipé d'une alimentation en continu qui peut avoir un effet sur le procédé de classification des particules. Cette étude vise à quantifier l'effet de l'alimentation sur la quantité de fines à la sousverse mais également sur la surverse. Sachant que le débit de solide est fixe à

l'usine d'Andoom et que le seul moyen d'augmenter le débit total est d'augmenter la quantité d'eau, il en sera de même pour le CER. Ainsi, le débit solide passant par la valve rotative est fixé à 0.6 kg/s et le débit d'eau prendra trois valeurs, à savoir 17, 27 et 37 L/min. Avec l'aide des cellules de charge et des lecteurs de niveau, le poids et le volume de chaque réservoir sont connus en temps réel, et sachant que les densités du solide et du liquide sont connues, il est possible de savoir la quantité de particules qui est passé dans le réservoir en faisant un bilan global. Dans un même réservoir, nous avons le volume total et la masse totale qui s'expriment comme ceci :

$$V_{total} = V_{solide} + V_{liquide} \quad (6.6)$$

$$m_{total} = m_{solide} + m_{liquide} \quad (6.7)$$

En faisant apparaitre la masse volumique dans la première équation cette dernière devient :

$$V_{total} = \frac{m_{solide}}{\rho_{solide}} + \frac{m_{liquide}}{\rho_{liquide}} \quad (6.8)$$

Puis en combinant les équations (6.7) et (6.8), le volume total apparait comme :

$$V_{total} = \frac{m_{solide}}{\rho_{solide}} + \frac{(m_{total} - m_{solide})}{\rho_{liquide}} \quad (6.9)$$

Finalement, en isolant la masse du solide, on obtient la formule suivante :

$$m_{solide} = \rho_{solide} \left(\frac{\rho_{liquide} \cdot V_{total} - m_{total}}{\rho_{liquide} - \rho_{solide}} \right) \quad (6.10)$$

Lors de ces essais, la batch est composé de 70% de grosses particules et 30% de fines. Les valves à pincement sont programmées avec un cycle d'ouverture de 5 s, le débit du plénum est fixé à 15 L/min et le test commence avec un lit initialisé au tiers du réservoir, soit 33% de la hauteur du classificateur. Les mesures sont effectuées à la sousverse et à la surverse afin d'obtenir la granulométrie sachant que les débits sont déjà connus avec les cellules de charge et les lecteurs de niveaux. Les résultats des 3 tests pour les débits à la sousverse et à la surverse sont présentés aux Tableau 6.3 et Tableau 6.4. Ces résultats correspondent tous à des tests de 60 secondes.

Tableau 6.3 : Débits surverse

SURVERSE					
Débit d'eau	Solide [kg]	Total [kg]	Débit solide [kg/s]	Débit total [kg/s]	% solide [p/p]
17 L/min	2.31	33.97	0.04	0.57	0.07
27 L/min	3.54	52.59	0.06	0.88	0.07
37 L/min	4.79	69.88	0.08	1.16	0.07

Tableau 6.4 : Débit sousverse

SOUSVERSE					
Débit d'eau	Solide [kg]	Total [kg]	Débit solide [kg/s]	Débit total [kg/s]	% solide [p/p]
17 L/min	14.84	30.20	0.25	0.50	0.49
27 L/min	16.49	33.54	0.27	0.56	0.49
37 L/min	17.17	35.14	0.29	0.59	0.49

Le premier tableau correspond aux débits à la surverse. La deuxième colonne indique la quantité de solide qui est arrivée dans le réservoir de surverse en 60 secondes. On remarque que plus le débit d'eau à l'alimentation est important et plus la quantité de solide augmente passant de 2.31 kg à 4.79 kg. Après analyse du réservoir de surverse, tout le solide qui est passé dans ce dernier est constitué uniquement de particules fines. L'augmentation du solide en fonction du débit d'eau s'explique par le fait que les particules fines sont plus entraînées vers le haut du réservoir lorsque le débit est important. En effet, l'eau étant le fluide porteur, lorsque le débit augmente, il y a plus de vitesse qui peut acheminer les particules à la surverse. Ce phénomène peut être considéré comme une première séparation avant que le fluide granulaire n'atteigne le lit fluidisé. En augmentant le débit d'eau à l'alimentation, la quantité totale de matière passant par la surverse augmente également et de manière plus importante. En effet, le surplus d'eau se dirige davantage à la surverse qu'à la sousverse et ceci a pour conséquence de garder une fraction solide constante 7% p/p (dernière colonne) peu importe le débit d'eau à l'alimentation. L'analyse du premier tableau prouve qu'un débit d'eau plus important à l'alimentation permettrait de retirer davantage de fines particules par la surverse et donc porte donc à croire que la quantité de ces dernières sera moindre à la sousverse. Cependant, le dernier tableau ne permet pas de tirer cette conclusion et nécessite l'analyse de la granulométrie de la sousverse mais permet de tirer quelques conclusions. Comme pour la surverse, plus le débit d'eau est important à l'alimentation et plus le débit solide et total augmentent, mais cette fois-ci de manière infime. En effet, la variation de solide ne varie que de quelque pour cent alors qu'à la surverse cette dernière doublait. Il en est de même pour la quantité totale qui n'augmente que de quelques kilogrammes. Ceci s'explique par le fait le débit de

sousverse est contrôlé par la gravité et la colonne de matière au-dessus de cette dernière. La gravité étant constante, le seul paramètre qui affecte le débit de sousverse est la force qu'exerce le débit sur la colonne de matière. Comme le débit est plus important, la force l'est également et pousse davantage de matière vers la sousverse. Cependant, avec la hauteur de lit, la force du jet est fortement réduite ce qui explique la faible variation. Pour ce qui est de la granulométrie aux sousverses, un échantillon a été prélevé puis analysé donnant le pourcentage de fines et de grosses particules sur le solide retenu (Tableau 6.5).

Tableau 6.5 : Granulométrie sousverse

Débit d'eau	% Fines [p/p _s]	% Grosses [p/p _s]
17 L/min	17.6	82.4
27 L/min	16.9	83.1
37 L/min	15.3	84.7

La première remarque à faire est sur la quantité de fines particules qui diminue au fur et à mesure que le débit d'eau augmente. Ceci s'explique par le fait que la quantité de fines particules qui a été acheminée à la surverse par le fluide porteur ne se retrouve pas à la sousverse et donc ceci explique la diminution. La deuxième remarque à faire est que cette diminution n'est pas très grande, dû au fait que les fines particules sont retenues par le lit de solide et donc ont du mal à se diriger à la sousverse. Le fait d'augmenter le débit d'eau retire les particules fines du dessus du lit et donc il y en a moins qui se dispersent dans ce dernier, ce qui explique cette diminution. Néanmoins, cette diminution reste viable dans le procédé puisqu'elle implique un simple changement des conditions d'opération

(ajout d'eau) qui n'altérerait en rien la production de bauxite. Il est à noter cependant que l'ajout d'eau implique une augmentation des coûts et doit donc être raisonnable.

6.2.2.3. COMPARAISON BAUXITE ET BILLES DE VERRE

Afin de valider l'hypothèse que les billes de verre se comportent comme de la bauxite pisolitique à l'intérieur du classificateur, deux tests comparatifs avec chacun leur matériel respectif sont effectués. De plus, afin de représenter au mieux le procédé de séparation solide-liquide qui se déroule dans le classificateur industriel, 5 classes de particules représentant la granulométrie utilisée dans l'usine Andoom seront insérées dans le CER. Le débit d'alimentation du classificateur est fixé à 31 L/min avec une fraction solide massique de 68% tandis que celui du plénum est fixé à 13 L/min. De plus, la hauteur de lit avant de démarrer le test est à 33% de celle du classificateur, puis les sousverses ont un temps d'ouverture de 5 secondes. Un premier test est réalisé avec les billes de verre puis dans un second temps, un test identique est réalisé avec la bauxite, tous deux réalisés sur un temps de 60 secondes. Dans un premier temps, une observation visuelle est effectuée sur les deux tests montrant un comportement similaire du fluide granulaire (Figure 6.21).

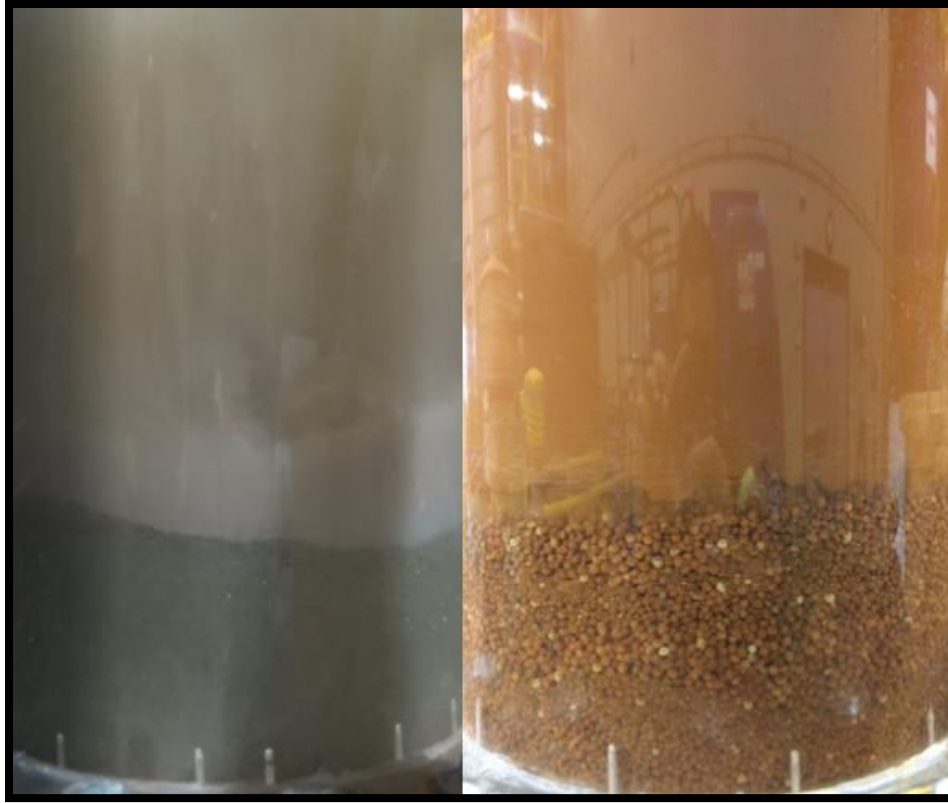


Figure 6.21 : Comparaison visuelle des tests à 5 classes de particules

© Thomas Grillot

Dans les deux cas, le lit de grosses particules est statique dans le fond du réservoir tandis qu'un nuage de fines particules se maintient au-dessus de ce dernier allant jusqu'à la surverse.

Dans un second temps, l'analyse des résultats obtenus à l'aide des cellules de charge et des lecteurs de niveau, fournissant les différents débits dans les deux cas, est respectivement représentée dans le Tableau 6.6 pour les billes de verre et le Tableau 6.7 pour la bauxite.

Tableau 6.6 : Résultats 5 classes de particules (billes de verre)

Localisation	Solide [kg]	Total [kg]	% Solide [p/p]
Surverse	5.85	31.27	18.72%
Sousverse	17.31	29.44	58.79%

Tableau 6.7 : Résultats 5 classes de particules (bauxite)

Localisation	Solide [kg]	Total [kg]	% Solide [p/p]
Surverse	6.16	32.15	19.16%
Sousverse	16.81	27.37	61.40%

Les résultats sont sensiblement identiques avec le même ordre de grandeur. Dans la première colonne, la quantité de solide passant par la sousverse ainsi que la surverse est présentée. Une différence d'environ un kilo de moins pour la bauxite est observée à la sousverse, et pour cause, lors du test, un débit légèrement plus faible a été remarqué puisque les particules n'étant pas parfaitement sphériques, de la friction se produit entre ces dernières, freinant ainsi l'écoulement du fluide par les sorties situées dans le fond du réservoir. Cette diminution de débit à la sousverse se fait également ressentir dans le débit total. Pour la fraction solide, une augmentation d'environ 3% pour le test de bauxite est observée à la sousverse. Après une brève analyse visuelle, il semble que plus de fines particules se soient introduites par la sousverse, sûrement dû au fait que ces dernières se soient agrippées à la surface plus rugueuse des grosses. Afin de confirmer cette hypothèse, une analyse granulométrique est réalisée sur la surverse et la sousverse pour les deux cas et les résultats sont présentés respectivement dans le Tableau 6.8 et le Tableau 6.9.

Tableau 6.8 : Distribution granulométrique selon les 5 classes de particules (billes de verre)

PSD [mm]	% Surverse	% Sousverse
[0 - 0.045]	23.60%	1.31%
[0.045 - 0.106]	42.25%	2.25%
[0.106-0.300]	33.89%	2.54%
[0.300-0.600]	0.26%	2.34%
[1 et plus]	0.00%	91.56%

Tableau 6.9 : Distribution granulométrique selon les 5 classes de particules (bauxite)

PSD [mm]	% Surverse	% Sousverse
[0 - 0.045]	22.32%	2.13%
[0.045 - 0.106]	40.85%	3.60%
[0.106-0.300]	33.01%	3.24%
[0.300-0.600]	0.10%	2.31%
[1 et plus]	0.00%	88.72%

Les deux tableaux montrent le pourcentage solide de chaque phase selon le solide total (p/p_s). Encore une fois, les résultats sont très similaires et l'hypothèse faite précédemment, à savoir une augmentation des fines particules à la sousverse dans le cas du test de bauxite, est validée. En effet, une augmentation absolue de 1% est observée sur chaque classe de fines particules, ce qui explique l'augmentation de la fraction solide dans le Tableau 6.7 par rapport au Tableau 6.6. La surface plus rugueuse des grosses particules a donc tendance

à accrocher les plus fines et à les transporter avec elles. À la vue des derniers résultats, de faibles différences (pas plus de 2%) entre les deux matériels sont observées, ce qui valide l'utilisation des billes de verre comme substitut de la bauxite pisolitique.

6.3. RÉSULTATS SIMULATIONS NUMÉRIQUES

Les simulations numériques permettent d'évaluer le comportement du fluide granulaire à l'intérieur du classificateur industriel selon différents paramètres d'opération sans avoir à interférer avec la production de bauxite. De ce fait, elles permettent également d'évaluer la quantité de fines particules aux sorties de ce dernier et donc de choisir les meilleures conditions d'opération pour avoir un classificateur des plus efficace. Les prochaines sections traitent donc de l'influence des principaux paramètres d'opération (débit du plénum, temps d'ouverture des sousverses, hauteur de lit, débit d'alimentation, nombre de sousverses et diamètre des sousverses) sur le comportement du mélange solide-liquide à l'intérieur du classificateur industriel selon les simulations numériques qui solutionnent le modèle mathématique. Les simulations numériques reprennent la géométrie du classificateur industriel, à savoir 6 mètres de hauteur par 4 mètres de diamètre, avec des paramètres d'opération variables. L'objectif de ces simulations est de réduire la quantité de fines particules à la sousverse et donc la granulométrie sera la variable de sortie la plus importante. Afin de quantifier correctement l'influence de chaque paramètre d'opération sur le comportement du fluide granulaire, ceux qui ne sont pas étudiés seront fixés à l'instar des études faites sur le CER dans la section précédente.

6.3.1. DÉBIT DU PLÉNUM

La première condition d'opération à faire varier afin de quantifier son influence sur la quantité de fines particules à la sousverse est le débit du plénum. Cette condition d'opération est celle qui est la plus facile à modifier à l'usine Andoom, mais également celle qui permettrait de diminuer le coût du procédé de classification, car l'eau utilisée est dispendieuse. Ainsi quatre simulations représentant le procédé du classificateur industriel sont effectuées en faisant varier le débit du plénum et en fixant les autres conditions. Le débit d'alimentation est fixé à 900 m³/h totale à 48% p/p solide, le temps d'ouverture à 7 secondes et la hauteur de lit est au tiers du réservoir. Les quatre simulations sont les suivantes :

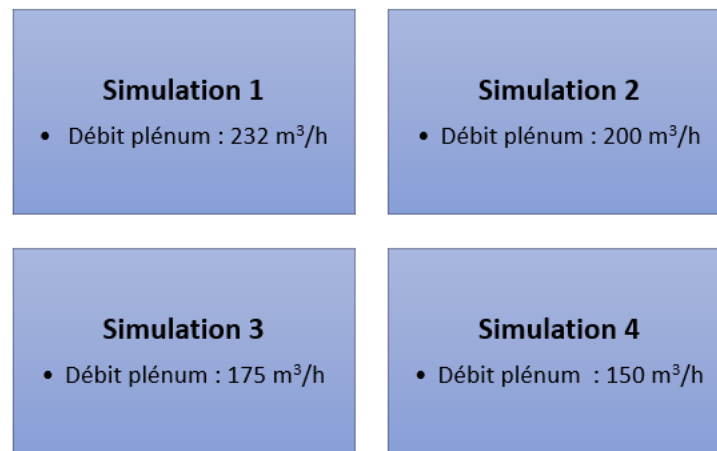


Figure 6.22 : Simulations numériques du classificateur industriel : variation du débit du plénum

© Thomas Grillot

Afin de quantifier l'influence du débit du plénum sur le comportement du fluide granulaire, les résultats sont présentés sous forme de tableau représentant le rapport p/p

donné en % de la sortie sur l'entrée pour chaque phase. Le Tableau 6.10 présente les résultats obtenus :

Tableau 6.10 : Résultats de la simulation numérique : variation du débit du plénum

Location	Rapport [out/in]	Débit plénum : 232 m ³ /h	Débit plénum : 200 m ³ /h	Débit plénum : 175 m ³ /h	Débit plénum : 150 m ³ /h
Sousverse	0.045mm	8%	9%	10%	13%
	0.5mm	8%	9%	11%	13%
	1mm	9%	11%	12%	15%
	4mm	50%	54%	58%	63%
	9mm	106%	106%	105%	103%
	Total	51%	51%	51%	50%
	Solid	64%	65%	66%	67%
	Water	38%	37%	36%	35%
Surverse	0.045mm	89%	89%	87%	85%
	0.5mm	88%	88%	87%	85%
	1mm	88%	87%	85%	83%
	4mm	49%	43%	40%	37%
	9mm	0%	0%	0%	0%
	Total	68%	65%	64%	62%
	Solid	37%	36%	35%	34%
	Water	97%	93%	91%	88%

L'objectif du présent projet de doctorat étant de réduire la quantité de fines particules à la sousverse (U/F), la première ligne du tableau représente le résultat le plus important. La conclusion est similaire à celle de l'expérimental présenté dans la section précédente, à savoir que plus le débit du plénum est élevé et plus la quantité de fines particules en sousverse est faible. En augmentant le débit du plénum de 150 m³/h à 232 m³/h, la quantité de fines a diminué de 5%. La quantité de fines qui n'est pas allée en sousverse s'est dirigée davantage vers le haut du réservoir comme le démontre la première

ligne décrivant le débit de la surverse (O/F) où une augmentation de 4% de la fraction inférieure à 45 μm est remarquée lors de l'augmentation du débit du plénum. La même conclusion est à tirer sur les autres particules comprises entre 0.5 et 4 mm ; le débit du plénum est assez puissant pour emporter davantage de particules à la surverse exceptée pour les particules de 9 mm. Il est à noter que la quantité de grosses particules à la sousverse est supérieure à celle qui entre dans le classificateur. Ce phénomène s'explique par le fait que le lit de solide de base en début de simulation contient déjà une grande proportion de grosses particules, dont une grande quantité sera dirigée à la sousverse, jusqu'à l'atteinte d'un équilibre. Une dernière remarque est à faire sur la fraction solide à la sousverse qui reste stable malgré l'augmentation d'eau dans le réservoir à savoir entre 64 et 61% solide p/p.

6.3.2. TEMPS D'OUVERTURE

Un des paramètres qui influence le plus la quantité de fines particules à la sousverse lors des tests expérimentaux sur le CER est le temps d'ouverture des sorties situées dans le fond du réservoir, il est donc nécessaire de vérifier si c'est également le cas pour le classificateur industriel. Pour ce faire, quatre simulations ont été faites avec les temps d'ouverture de sousverses suivant : 1, 3, 5 et secondes. Les autres paramètres sont fixes, à savoir un débit d'alimentation de 900 m^3/h à 48% p/p, un plénum fournissant 232 m^3/h et une hauteur de lit à 33% de la hauteur du classificateur. Les quatre simulations sont énumérées à l'aide de la Figure 6.23.

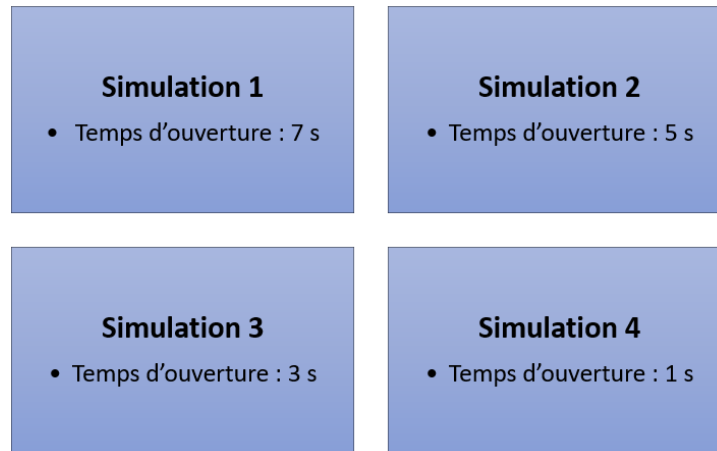


Figure 6.23 : Simulations numériques du classificateur industriel : variation du temps d'ouverture des valves de sousverses

© Thomas Grillot

Les résultats sont présentés dans le Tableau 6.11 et représentent le rapport (exprimé en %) de débit de sortie sur celui d'entrée pour chaque phase.

Tableau 6.11 : Résultats de la simulation numérique : variation du temps d'ouverture des valves de sousverses

Location	Rapport [out/in]	Temps d'ouverture : 7 s	Temps d'ouverture : 5 s	Temps d'ouverture : 3 s	Temps d'ouverture : 1 s
Sousverse	0.045mm	4%	3%	2%	0%
	0.5mm	5%	3%	2%	0%
	1mm	6%	4%	2%	0%
	4mm	60%	60%	15%	3%
	9mm	106%	108%	94%	152%
	Total	50%	50%	30%	55%
	Solid	65%	65%	71%	75%
	Water	36%	36%	36%	35%
Surverse	0.045mm	89%	90%	89%	84%
	0.5mm	115%	90%	89%	84%
	1mm	114%	89%	89%	84%
	4mm	74%	53%	54%	75%
	9mm	0%	0%	0%	0%
	Total	69%	69%	69%	68%
	Solid	39%	39%	39%	41%
	Water	97%	98%	98%	95%

Les résultats vont dans le même sens que l'expérimental, à savoir une diminution des particules fines à la sousverse lorsque le temps d'ouverture diminue, mais également une absence de ces dernières lorsque le temps d'ouverture est d'une seconde. La diminution s'explique par le fait que la sousverse pioche moins de particules fines dans le lit, vu que ces dernières sont acheminées vers le haut du réservoir à cause du courant ascendant d'eau provenant du plénum. Même si ces résultats de simulation numérique correspondent aux résultats expérimentaux, ils sont beaucoup moins évidents qu'avec le CER. Et pour cause,

lors des tests avec le CER, pour connaître l'influence du temps d'ouverture sur la quantité de fines à la sousverse, aucune alimentation de solide-liquide n'était présente, or cette dernière a une influence directe sur le comportement du fluide granulaire. Comme il a été constaté expérimentalement, le débit à l'alimentation achemine une certaine quantité de fines particules à la surverse, et donc ces dernières ne se retrouvent pas à la sousverse, expliquant ainsi la plus faible variation au niveau des résultats. Aucune variation notable est à remarquer pour les fines particules à la surverse et les pourcentages de solide et de liquide restent identiques, le temps d'ouverture a donc une très faible influence sur les débits de surverse.

6.3.3. HAUTEUR DE LIT

Une des dernières conditions d'opération qui influence directement le comportement du lit fluidisé est la hauteur de ce dernier à l'état initial. En effet, ce dernier se maintenant à la même hauteur durant tout le procédé, sa hauteur initiale influencera sûrement la quantité de fines particules à la sousverse, comme il a été prouvé dans la partie expérimentale effectuée sur le CER. Trois simulations avec hauteur de lit différentes ont donc été réalisées. Les autres conditions d'opération sont encore une fois maintenues constantes afin de quantifier correctement l'influence de la variation de la hauteur de lit. Les simulations ont en commun un débit d'alimentation de $543 \text{ m}^3/\text{h}$ à 68% p/p, un débit de plénum fixé à $232 \text{ m}^3/\text{h}$, et un temps d'ouverture des sousverses de 7 secondes. Les trois simulations effectuées sont les suivantes (Figure 6.24) avec une hauteur de lit exprimée en pourcentage selon la hauteur totale du classificateur :

Simulation 1 • % solide : 68 [p/p] • Hauteur de lit : 25%	Simulation 2 • % solide : 68 [p/p] • Hauteur de lit : 33%	Simulation 3 • % solide : 68 [p/p] • Hauteur de lit : 50%
--	--	--

Figure 6.24 : Simulations numériques du classificateur industriel : variation de la hauteur de lit

© Thomas Grillot

Les résultats donnent le rapport entre le débit de sortie sur le débit d'alimentation et cela pour chaque phase. Ces derniers sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau 6.12 : Résultats de la simulation numérique : variation de la hauteur de lit

Location	Rapport [out/in]	Hauteur de lit : 25%	Hauteur de lit : 33%	Hauteur de lit : 50%
Sousverse	0.045mm	76%	63%	52%
	0.5mm	71%	64%	51%
	1mm	75%	65%	54%
	4mm	93%	94%	96%
	9mm	92%	94%	95%
	Total	95%	96%	97%
	Solid	80%	84%	90%
	Water	131%	122%	111%
Surverse	0.045mm	22%	34%	43%
	0.5mm	21%	34%	45%
	1mm	33%	34%	33%
	4mm	0%	0%	2%
	9mm	0%	0%	0%
	Total	27%	28%	30%
	Solid	8%	11%	15%
	Water	65%	63%	64%

Comme dans le cas expérimental, plus la hauteur de lit est élevée et plus la quantité de fines à la sousverse est faible, passant de 76% à 52% respectivement pour une hauteur à 25% et 50% du réservoir. Avec l'aide des plans de coupe sur les résultats graphiques de la fraction volumique des fines, il est observé que le nuage de fines particules sur le dessus du lit a de la difficulté à atteindre la sousverse quand la hauteur du lit de solide est élevée, ce qui explique la diminution du débit pour les petites particules. Pour ce qui est des particules de 4 et 9 mm, une légère variation des débits est observée, mais rien de significatif comparativement aux plus petites particules. Une seconde variation qui est à remarquer est celle de la quantité d'eau en sousverse ; son pourcentage augmente fortement lorsque la hauteur de lit diminue, ce qui est expliqué par le fait qu'une fois que la sousverse a extrait tout le solide au-dessus d'elle, cette dernière va directement piocher dans le liquide qui est présent en grande quantité au-dessus du lit. La hauteur de lit a également un impact sur le comportement et la composition du fluide granulaire à la surverse. Le pourcentage de fines augmente très nettement à la surverse (22 à 43%) lorsque la hauteur de lit augmente. Cette augmentation est due au fait que le jet qui sort de l'alimentation vient heurter avec plus de force le dessus du lit de solide qui est plus proche du haut du réservoir et donc entraîne davantage de fines particules à la surverse. De plus, le volume de liquide clair est plus petit et donc les particules fines restent moins longtemps dans le classificateur.

6.3.4. DÉBIT D'ALIMENTATION

Dans la section expérimentale, en étudiant le CER, il a été conclu que plus l'alimentation est diluée et plus les fines particules subissent un premier tri dans le haut du

classificateur qui les achemine à la surverse. La même question se pose dans le cas du classificateur industriel et les trois simulations numériques qui suivent permettent d'y répondre. Pour ce faire, l'alimentation du classificateur sera fixée à 543 m³/h, le plénum fournit un débit d'eau de 232 m³/h, le temps d'ouverture des sousverses est de 7 secondes et finalement la hauteur de lit est au tiers du réservoir. La différence entre les simulations se situe sur la fraction solide à l'alimentation. Tout en maintenant un débit volumique fixe, trois fractions solides sont testées : 68, 62 et 52% p/p (Figure 6.25).

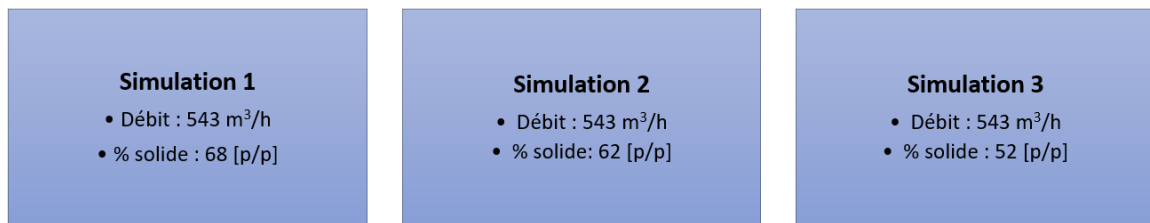


Figure 6.25 : Simulations numériques du classificateur industriel : variation du pourcentage de solide à l'alimentation

© Thomas Grillot

Les résultats sont encore une fois présentés sous forme de rapport entre le débit de sortie et le débit d'entrée pour chaque classe afin de quantifier correctement l'influence du changement d'opération. Les résultats sont présentés dans le Tableau 6.13 :

Tableau 6.13 : Résultats de la simulation numérique : variation du pourcentage solide à l'alimentation

Location	Rapport [out/in]	Pourcentage solide alimentation : 68 % p/p	Pourcentage solide alimentation : 62 % p/p	Pourcentage solide alimentation : 52 % p/p
Sousverse	0.045mm	63%	51%	26%
	0.5mm	64%	52%	27%
	1mm	65%	53%	29%
	4mm	94%	83%	96%
	9mm	94%	97%	112%
	Total	96%	88%	76%
	Solid	84%	80%	81%
	Water	122%	102%	70%
Surverse	0.045mm	34%	46%	62%
	0.5mm	34%	46%	62%
	1mm	34%	45%	60%
	4mm	0%	0%	1%
	9mm	0%	0%	0%
	Total	28%	37%	54%
	Solid	11%	15%	20%
	Water	63%	73%	91%

La conclusion est similaire à l'expérimental, à savoir que plus la fraction solide à l'alimentation est faible et plus la quantité de fines particules à la sousverse le sera également. En effet, en réduisant la fraction solide de 68 à 52% p/p, la quantité de fines particules est passée de 63% à 26% par rapport à l'alimentation. Les fines particules qui ne se sont pas dirigées à la sousverse sont allées finir leur chemin à la surverse comme le prouve le tableau « O/F » où la phase des 45 µm a augmenté d'environ 30%. Ce phénomène s'explique également par le fait qu'une grande quantité d'eau se dirige à la surverse quand

le débit est très dilué, passant de 63% à 91%, et comme l'eau est le fluide porteur des fines particules, ces dernières suivent l'écoulement principal vers le haut du réservoir. Il est à noter que le même effet se produit sur les particules de 0.5 et 1 mm, mais pas sur les 4 mm et plus. Il est à supposer que si l'on diminuait davantage la fraction solide en ajoutant plus d'eau, les particules de 4 mm seraient touchées par le courant d'eau et acheminées à la surverse. Enfin, le Tableau 6.13 montre une quantité d'eau importante à la sousverse (plus de 100%) qui s'explique par le fait que le réservoir rejette le surplus de liquide pour faire place au solide ; avec une quantité de solide importante à l'entrée de 68% p/p, le réservoir a besoin d'extraire plus d'eau pour se maintenir en équilibre.

6.3.5. NOMBRE DE SOUSVERSES

Un des avantages avec les simulations numériques est le fait que les modifications géométriques sont extrêmement faciles à faire et relativement peu coûteuse, comparativement aux essais expérimentaux ou pilotes, par exemple. C'est pour cela que le paragraphe qui suit traite de l'influence du nombre de sousverses sur la quantité de fines qui sort par ces dernières. Trois simulations numériques ont donc été effectuées avec respectivement 4, 6 et 8 sousverses. Le reste des conditions d'opération est fixe, à savoir une alimentation de 543 m³/h à 68% p/p, un débit de 232 m³/h pour le plénum, un temps d'ouverture de 7 secondes avec une hauteur de lit de 33%. Les résultats sont focalisés exclusivement sur les fines particules de 45 µm et les grosses particules de 9 mm pour simplifier l'analyse. La Figure 6.26 présente les paramètres des trois simulations tandis que la Figure 6.27 présente les résultats des débits aux sousverses du classificateur.

Simulation 1 • % solide : 68 [p/p] • Nombre sousverses : 4	Simulation 2 • % solide : 68 [p/p] • Nombre sousverses : 6	Simulation 3 • % solide : 68 [p/p] • Nombre sousverses : 8
---	---	---

Figure 6.26 : Simulations numériques du classificateur industriel : variation du nombre de sousverses

© Thomas Grillot

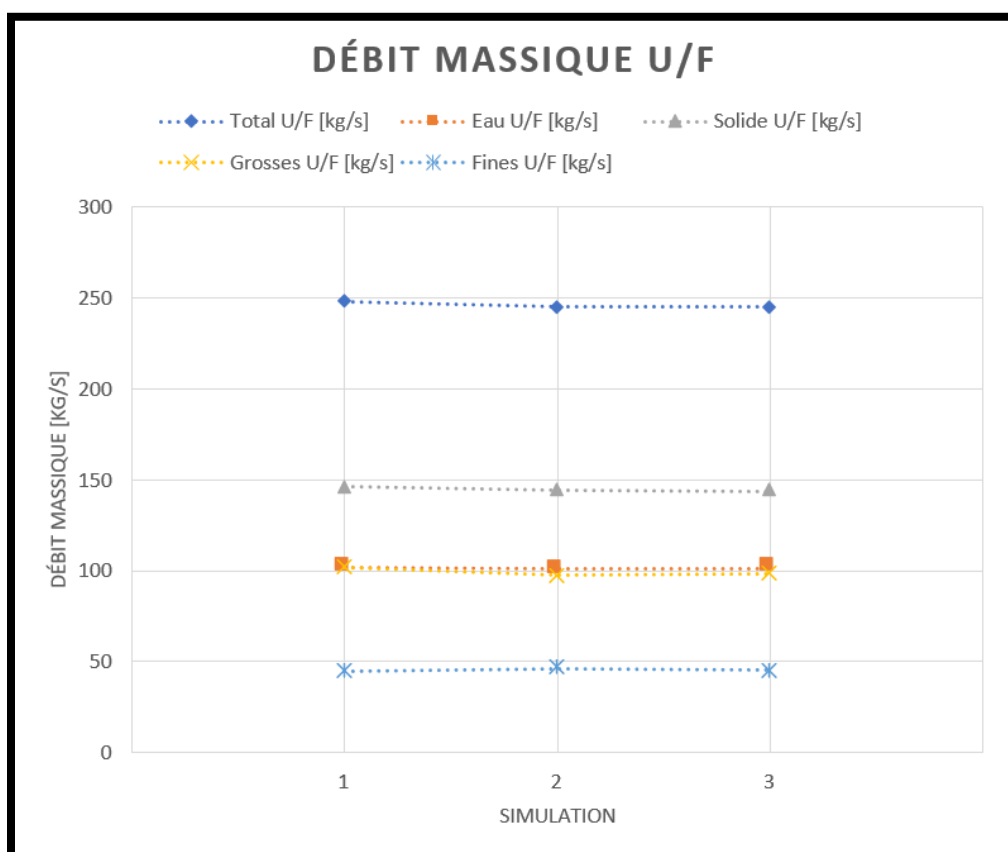


Figure 6.27 : Résultats de la simulation numérique : variation du nombre de sousverses

© Thomas Grillot

Les résultats prouvent que le nombre de sorties n'a aucune influence sur la quantité de fines à la sousverse. En effet, le graphique montre que les débits restent identiques malgré la variation du nombre de sorties. Ceci s'explique par le fait que la séparation solide-liquide est régie principalement par la gravité ainsi que le comportement de l'écoulement, et ces deux facteurs ne sont pas modifiés par le nombre de sousverses. La seule bonification à supposer est que le lit est davantage stable, car l'extraction du solide se fera en davantage de points, mais ce dernier est déjà stable avec 4 sorties donc la modification géométrique n'apporterait guère de changement sur la séparation des fines et des grosses particules.

6.3.6. DIAMÈTRE DES SOUSVERSES

Afin de donner suite à la section précédente, une autre modification géométrique qui aurait été difficile à réaliser à l'usine a été effectuée par simulation : la diminution du diamètre des sousverses. Pour ce faire le diamètre des sousverse initialement de 250 mm est diminué à 150 mm. Les autres paramètres sont fixes et ont les mêmes valeurs que pour l'étude du nombre de sousverses. Les paramètres d'entrée sont indiqués à la Figure 6.28.

Simulation 1	Simulation 2
• % solide : 68 [p/p] • Nombre sousverses : 4 • Diamètre sousverse : 250 mm	• % solide : 68 [p/p] • Nombre sousverses : 4 • Diamètre sousverse : 150 mm

Figure 6.28 : Simulations numériques du classificateur industriel : variation du diamètre des sousverses

Pour ces deux simulations, les résultats montrent les conséquences de la diminution du diamètre des sorties à la sousverse mais également à la surverse puisque le changement de géométrie influence fortement sur les deux sorties. Comme dans la section précédente, les résultats se focalisent sur les débits des fines et grosses particules ainsi que sur le total, le liquide et le solide (Figure 6.29).

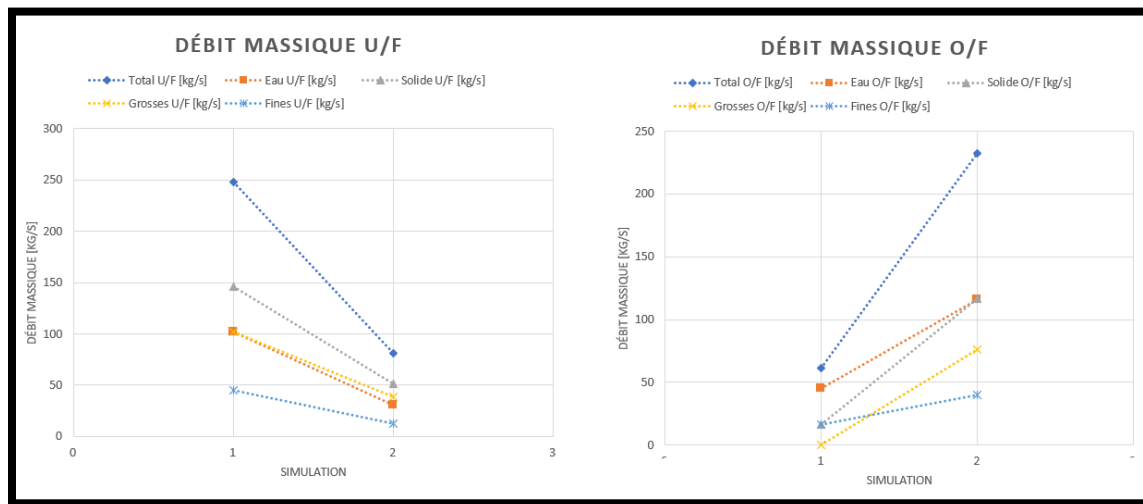


Figure 6.29 : Résultats de la simulation numérique : variation du diamètre de sousverses

© Thomas Grillot

Sur le graphique de gauche qui représente la sousverse, une nette diminution du débit est à noter dû à la diminution du diamètre de sortie. En effet, le débit étant le produit de la vitesse du fluide par la section où passe ce dernier, il est normal d'observer une telle diminution. Cette diminution du débit exclut toute modification géométrique qui toucherait aux sousverses puisqu'un débit de production suffisamment élevé doit être maintenu pour garantir la production de bauxite. De plus, le graphique de droite (débits à la surverse) montre une augmentation critique qui se traduirait par un débordement dans le

classificateur industriel qui pourrait provoquer un arrêt du procédé. La diminution du diamètre des sousverses est donc à bannir.

6.3.7. ÉTUDE PARAMÉTRIQUE GLOBALE

Tous les tests montrent que les paramètres d'entrée ont plus ou moins d'influence sur la quantité de fines à la sousverse, mais également sur le solide ou le débit total. Les simulations numériques ont donné beaucoup de résultats différents et il est facile de se perdre dans cette quantité de données. Afin de savoir quels paramètres il faut modifier pour diminuer la quantité de fines particules à la sousverse et donc optimiser la séparation solide-liquide dans le classificateur, un tableau récapitulatif des résultats représentant une étude paramétrique globale est présenté. Afin de simplifier la lecture et la compréhension du tableau, seule l'augmentation des paramètres d'entrée est présentée et non la diminution. De plus, la variable qui est la plus importante dans ce projet étant les fines particules, seule cette classe sera présentée dans le tableau, avec la variation de concentration de solide ainsi que le débit total puisque ces deux dernières données sont primordiales dans la production de bauxite. La localisation est exprimée à chaque fois par le préfixe « @ » signifiant le paramètre auquel la variable se réfère. L'ensemble des influences des paramètres d'entrée sur ceux de sortie est présenté dans le tableau ci-dessous (Tableau 6.14).

Tableau 6.14 : Influence des paramètres d'entrée sur les variables de sortie

Influence des paramètres d'entrée sur ceux de sortie	Paramètres d'entrée					
	Augmentation débit d'eau @ Alimentation	Augmentation débit d'eau @ Plénum	Augmentation temps d'ouverture @ U/F	Augmentation nombre de sorties @ U/F	Augmentation diamètre de sortie @ U/F	Augmentation hauteur de lit @ Classificateur
Concentration fines particules @ U/F	Diminution	Diminution	Augmentation	Aucun	Aucun	Diminution
Concentration fines particules @ O/F	Augmentation	Augmentation	Aucun	Aucun	Aucun	Augmentation
Concentration solide @ U/F	Diminution	Aucun	Diminution	Aucun	Diminution	Aucun
Concentration solide @ O/F	Aucun	Aucun	Aucun	Aucun	Diminution	Augmentation
Débit total @ U/F	Diminution	Aucun	Aucun	Aucun	Augmentation	Aucun
Débit total @ O/F	Augmentation	Augmentation	Aucun	Aucun	Diminution	Aucun

Les cases vertes représentent la diminution des variables de sortie, les rouges l'augmentation de ces dernières et les jaunes signifient aucun changement. Il est donc évident de se positionner sur la ligne de la concentration de fines particules à la sousverse (U/F) et de chercher les cases vertes. Ainsi, les paramètres d'entrée et leur configuration respective afin d'optimiser la séparation solide-liquide dans le classificateur sont les suivantes :

- Une augmentation du débit d'eau à l'alimentation
- Une augmentation du débit d'eau au plénum
- Une diminution du temps d'ouverture des sousverses
- Une augmentation de la hauteur de lit.

Afin de connaître les conséquences sur les autres variables de sortie du classificateur, après application des paramètres précédents, il suffit de poursuivre la lecture des différentes lignes du tableau. Ainsi, de manière générale, une diminution de la concentration de solide se fait sentir à la sousverse due à l'ajout d'eau globale dans le classificateur ainsi qu'une augmentation du débit total à la surverse.

6.4. PRÉDICTION NUMÉRIQUE DES RÉSULTATS

Les simulations ont permis de connaître l'influence des paramètres d'entrée sur les variables de sortie. Cependant, toutes les configurations ne peuvent être simulées et pour cause, les paramètres peuvent prendre n'importe quelle valeur. Par exemple, les alimentations du classificateur peuvent prendre une infinité de valeurs de débits sur une plage de variation autorisée. Pour pallier ce manque de résultats, un logiciel d'analyse avancé permettant de prédire les réponses en fonction des paramètres configurés est utilisé.

6.4.1. LOGICIEL KNIME®

KNIME® est un logiciel d'accès libre d'analyse de données permettant l'intégration de divers langages de programmation et d'outils, ainsi que la création automatique de comptes rendus. Il comprend également un ensemble d'outils pour l'apprentissage automatique, « *machine learning* » en anglais, et l'exploration de données par le biais d'une interface modulaire. Le principal avantage de KNIME® est l'utilisation de bon nombre d'algorithmes avec un minimum de connaissances de programmation qui

sont représentés à l'aide de nœuds. L'analyse avancée de données permet d'analyser des données sous différents angles, les résumer en informations utiles afin d'en tirer un bénéfice. Il en découle plusieurs domaines d'applications, à savoir des statistiques multivariées, de l'intelligence artificielle, du *machine learning* ou encore de la reconnaissance de forme. Dans le cadre du présent projet, le *machine learning* permet l'optimisation du procédé de séparation solide-liquide dans le classificateur à partir des données récoltées précédemment à l'aide des diverses simulations numériques. Le graphique présenté à la Figure 6.30 représente l'optimisation de n'importe quel procédé à partir des informations recueillies selon la vision de KNIME® :

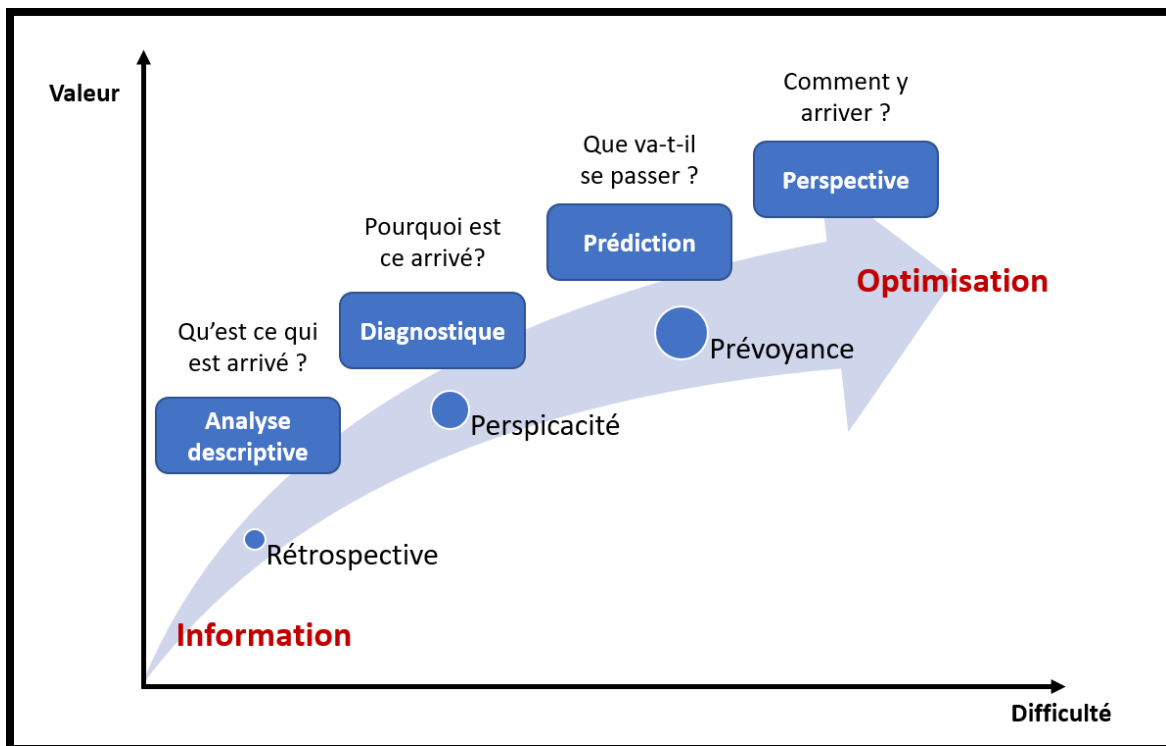


Figure 6.30 : Procédé d'optimisation KNIME®

© Thomas Grillot

Les informations étant à la base du procédé, il est clair que la qualité des résultats est directement reliée à la qualité des données et leur préparation.

6.4.2. APPLICATION AU PROJET ACTUEL

En appliquant le graphique précédent (Figure 6.30) au présent sujet de doctorat, le graphique d'optimisation par simulation numérique et de *machine learning* en parallèle est présenté à la Figure 6.31 :

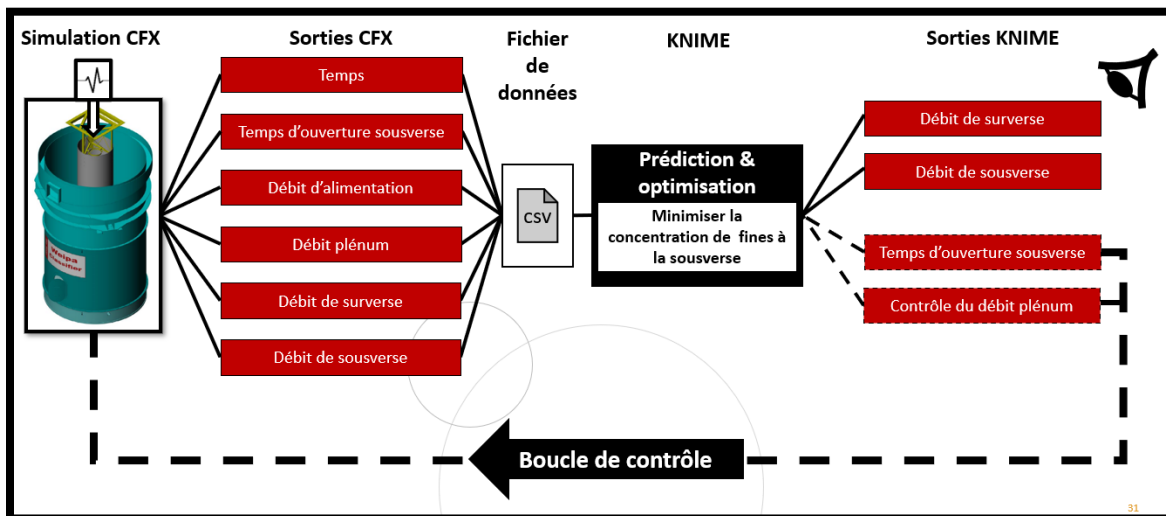


Figure 6.31 : Optimisation par simulation numérique et *machine learning* en parallèle

© Thomas Grillot

En suivant les étapes du graphique d'optimisation de KNIME® appliqué au présent projet, la première étape qui est l'information du procédé est représentée par les différentes simulations (Simulation CFX® de la Figure 6.31) qui fournissent les données nécessaires à l'analyse (Sortie CFX® de la Figure 6.31). Les données sont le temps réel dans la

simulation, le temps d'ouverture des sousverses, le débit d'alimentation, celui du plénum ainsi que ceux des deux sorties, et cela pour chaque phase. Ces données sont fournies à l'aide de sondes, programmées à l'intérieur de la configuration du logiciel de simulation (CFX®) qui permet de fournir l'information à chaque pas de temps et de les transcrire dans un fichier Excel® (Fichier de données de la Figure 6.31). Ensuite, arrive l'étape de prédiction où le logiciel KNIME® entre en jeu. Le but étant de minimiser la concentration des fines particules à la sousverse, il va apprendre à partir des données qui lui ont été fournies afin de choisir quelles configurations choisir pour réaliser cet objectif. Il prédit donc deux sortes de résultats (Sorties KNIME® de la Figure 6.31), la première étant les résultats cibles (quantité de fines dans les débits) qui sont simplement observés, et la seconde est la configuration des paramètres d'entrée à appliquer afin de diminuer la quantité de fines à la sousverse. Enfin, cette seconde partie de résultats est réimplantée dans la simulation (Boucle de contrôle de la Figure 6.31) pour optimiser le procédé de séparation et le cycle recommence jusqu'à ce que la quantité de fines particules à la sousverse diminue plus. La difficulté dans ce procédé d'optimisation est la partie effectuée sur KNIME®. Ainsi, le programme d'apprentissage illustré à la Figure 6.32 a été développé :

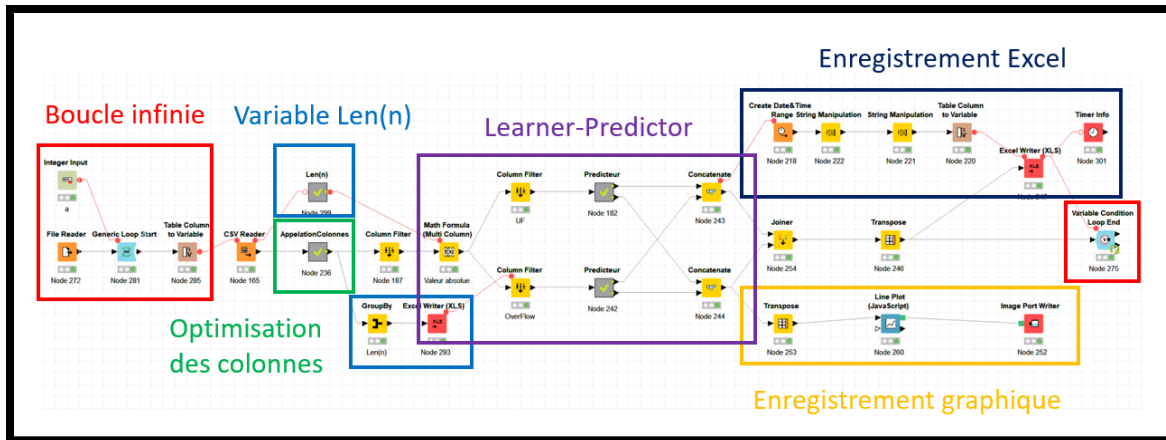


Figure 6.32 : Processus de traitement KNIME®

© Tobie Cerclet

Le programme est divisé en six étapes principales représentées sur la Figure 6.32 :

- Boucle infinie
- Variable Len(n)
- Optimisation des colonnes
- Learner-Predictor
- Enregistrement Excel®
- Enregistrement graphique.

6.4.2.1. BOUCLE INFINIE

La boucle infinie (en rouge sur la Figure 6.32) permet de répéter le programme en continu. Pour ce faire, une variable « a » est initialisée avec comme valeur 10, et la condition pour que le programme se reproduise à l'infini est que « a » soit différent de zéro.

Avec cette logique, le programme ne s'arrêtera jamais de fonctionner. De plus, afin de laisser le temps au programme de lire les fichiers Excel® générés par CFX®, un compte à rebours est inséré dans la boucle.

6.4.2.2. VARIABLE LEN(N)

L'étape « variable Len(n) » permet de lire le fichier Excel® puis de transformer la table de données en variables qui serviront pour la prédiction des résultats. De plus, lors de cette étape, le nombre de lignes est également calculé afin de savoir sur combien de données la prédiction devra être faite.

6.4.2.3. OPTIMISATION DES COLONNES

L'optimisation des colonnes est principalement de la mise en forme des données. Après lecture des données, les en-têtes de base sont modifiés afin d'avoir plus de clairvoyance sur les données, puis toutes les colonnes des sorties (U/F) situées dans le fond du réservoir sont additionnées afin d'avoir un débit global pour la sousverse.

6.4.2.4. LEARNER-PREDICTOR

L'étape de « *learner-predictor* » aussi appelé « algorithme » permet de prédire les résultats à partir d'un apprentissage de données de base. Plus la base de données sera grande et plus la qualité de l'apprentissage sera meilleure. Une fois la base de données renseignée,

cette dernière est partitionnée en deux groupes : le premier, environ 70% des informations servent d'apprentissage, tandis que le second servira pour la prédiction. L'algorithme cherche une relation entre les variables d'entrée puis les résultats cibles. Enfin les résultats obtenus par prédiction sont comparés avec les valeurs réelles afin de déterminer la performance de l'algorithme. L'ensemble de l'étape est résumé sur la Figure 6.33.

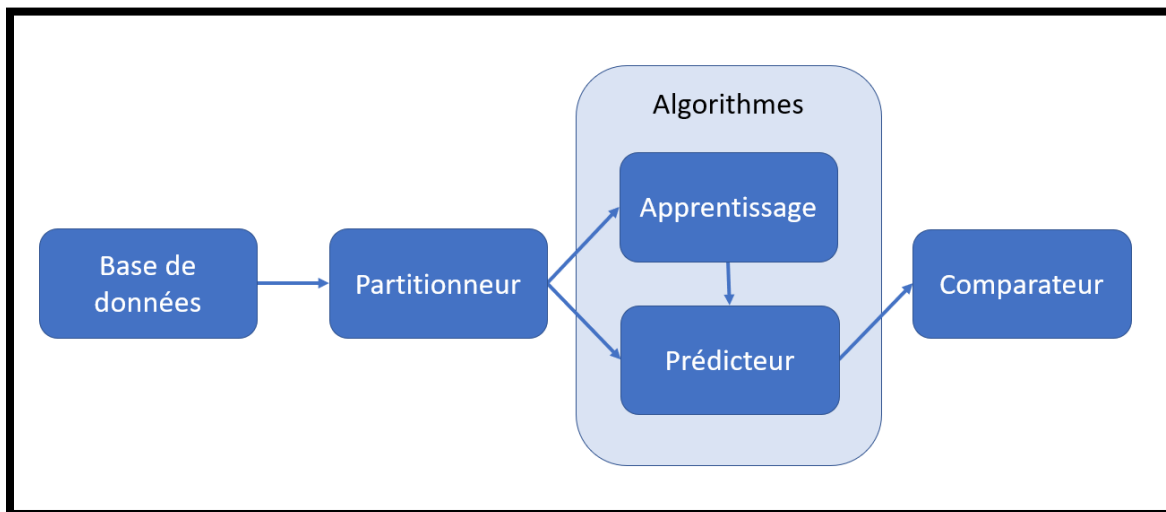


Figure 6.33 : Étape de prédiction KNIME®

© Thomas Grillot

Avant l'application des étapes de prédiction KNIME® sur le présent projet, une mise en valeur absolue des variables d'entrée ainsi que la séparation des résultats en deux catégories (U/F et O/F) sont faites en amont afin de simplifier. Ainsi, la prédiction se fera sur la sousverse et la surverse. En appliquant les étapes de prédictions sur les données fournies par la simulation du classificateur industriel, le schéma de l'algorithme est le suivant (Figure 6.34) :

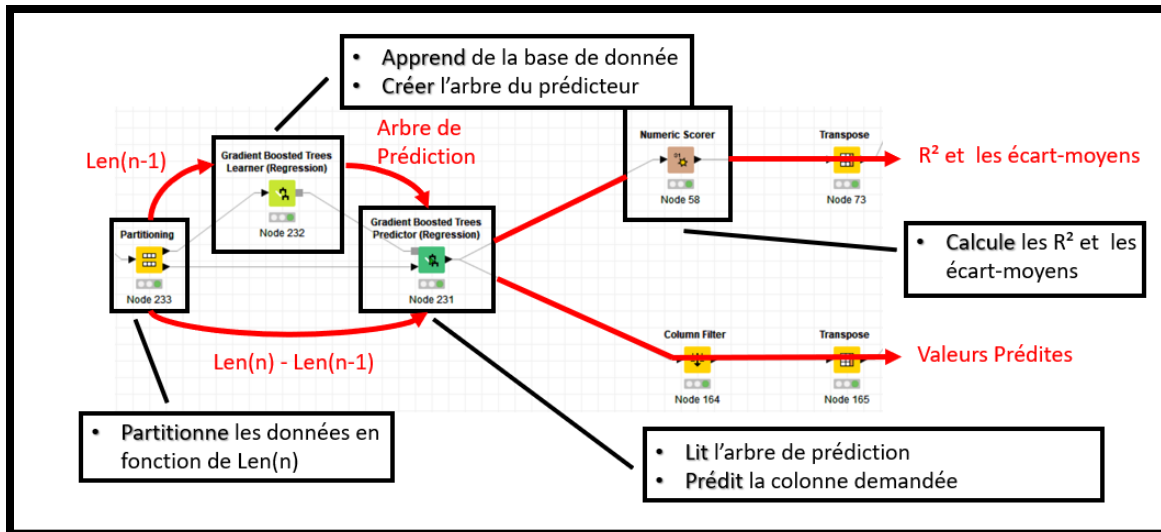


Figure 6.34 : Algorithme de prédiction

© Tobie Cercllet

Le premier nœud représente donc le « *partitioning* » qui divise les données en fonction du nombre de lignes qui a été calculé grâce à la fonction $\text{Len}(n)$. Une partie des données est ensuite acheminée dans le « *learner* » afin d'apprendre de ces dernières puis un arbre prédicteur est créé. L'autre partie des données est envoyée dans le « *predictor* » qui va lire l'arbre de prédiction créé précédemment afin de prévoir les résultats souhaités. Enfin, les valeurs prédites sont comparées aux vraies valeurs en se basant sur le R^2 et les écarts types.

Dans cet algorithme, la technique d'apprentissage est l'amélioration du gradient par arbre de décision : « *gradient boosted trees* ». Cette technique permet l'apprentissage automatique des problèmes de régression et de classification. Elle produit un modèle de prédiction global sous la forme d'un ensemble de sous-modèles de prédiction, et dans ce cas précis, des arbres de décision. Comme pour les autres méthodes de renforcement,

l'amélioration du gradient construit le modèle de prédiction étape par étape, puis le généralise en permettant l'optimisation d'une fonction de perte arbitraire différentiable.

6.4.2.5. ENREGISTREMENT EXCEL®

L'enregistrement Excel® permet de sauvegarder les résultats sous un format « XLS » afin qu'ils soient accessibles à tous, mais également pour plus de facilité à implanter ces derniers dans d'autres logiciels.

6.4.2.6. ENREGISTREMENT GRAPHIQUE

L'enregistrement graphique permet quant à lui l'affichage des courbes souhaitées à savoir les résultats obtenus lors des simulations et ceux prédits pour une comparaison plus visuelle.

6.4.3. RÉSULTATS KNIME®

Les résultats KNIME® donnent un coefficient de détermination (R^2) toujours supérieur à 0.92, ce qui prouve la qualité de la prédiction de l'algorithme. Seul un graphique est présenté puisque la précision est tellement élevée que les résultats entre CFX® et KNIME® sont quasiment identiques. Pour preuve, la Figure 6.35 montre le débit de fines particules à la sousverse en fonction du temps pour les deux cas (réel et prédit).

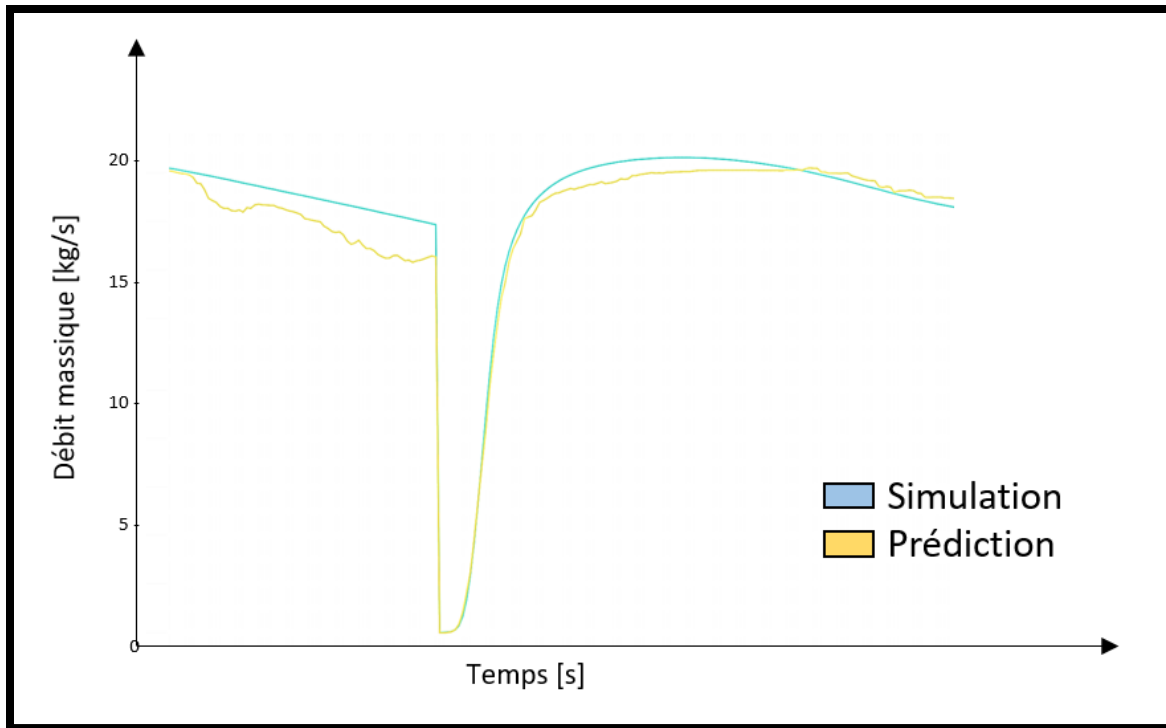


Figure 6.35 : Prédiction du débit de particules fines à la sousverse

© Tobie Cerclet

La Figure 6.35 montre clairement que l’algorithme arrive à prédire les résultats, et ce avec quelques données de base. En effet, par la suite, de plus en plus de données sont fournies pour l’apprentissage et donc la précision ne sera que de plus en plus forte.

L’objectif final de l’utilisation de KNIME® est de tout simplement retirer les simulations du projet. Les simulations demandant souvent beaucoup de temps de calcul, avec suffisamment de données de base, KNIME® peut prédire le résultat de n’importe quelle configuration à l’intérieur du classificateur en un laps de temps très court, du moment que les paramètres demandés sont à l’intérieur de la plage d’information fournie au début de l’apprentissage.

CHAPITRE 7. CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

L'objectif principal de ce projet de recherche était d'optimiser la séparation des particules fines et grossières d'une suspension de bauxite pisolitique d'un classificateur à lit fluidisé solide eau en modifiant des conditions d'opération et/ou la géométrie ; le but ultime étant d'éliminer les particules les plus fines (10% p/p) qui causent des problèmes de manutention intervenant lors du transport de la bauxite et qui diminuent donc la production de cette dernière. L'optimisation de la séparation solide-liquide s'effectue par modification des paramètres d'entrée du classificateur, ce qui a permis de diminuer la quantité de fines particules à la sousverse du réservoir voire même de les éliminer. Une étude expérimentale sur les paramètres d'opération a donc été effectuée sur un classificateur à échelle réduite (CER) et a permis de quantifier l'influence de ces derniers sur la séparation des particules fines et grossières. Les paramètres étudiés lors de cette étude ont été le débit d'alimentation et la fraction solide qui lui est associée, le débit d'eau passant par le plénum, le temps d'ouverture des sousverses puis la hauteur de lit de solide lors de l'initialisation du procédé de séparation solide-liquide.

L'influence du débit d'alimentation a été étudiée en diluant ce dernier avec davantage d'eau. La diminution de la fraction solide à l'alimentation entraîne un premier tri des particules où les plus fines d'entre elles sont transportées par le fluide porteur qui se déplace beaucoup plus vite, étant donné que le mélange est moins visqueux, puis achemine ces dernières directement à la surverse.

La séparation solide-liquide dépendant fortement du lit fluidisé situé dans le fond du classificateur, l'influence du débit du plénum a été étudiée en premier, car plus simple à opérer. Les résultats ont prouvé que plus le débit du plénum est fort et plus la quantité de fines particules à la sousverse est faible dû au fait que ces dernières soient davantage acheminées par le courant ascendant vers le haut du réservoir avant de sortir par la surverse. Cependant, un débit d'eau trop important en usine aurait des conséquences monétaires à contrario du CER, c'est pourquoi cette application en procédé industriel devra faire l'objet d'une évaluation technico-économique, qui prendra également en considération les impacts environnementaux, d'une plus grande utilisation, et disposition, d'eau.

Le second paramètre dont l'influence a été étudiée est le temps d'ouverture des sousverses. Les résultats ont montré que plus le temps d'ouverture des sousverses est court et moins les fines particules sont présentes à cette sortie. Ceci s'explique par le fait que la sousverse n'a pas le temps d'aller piocher dans les fines particules qui se sont dirigées sur le dessus du lit à cause du plénum. Cependant, le temps d'ouverture des sousverses ne doit pas être trop court, car il n'y aurait pas assez de matière qui sortirait du classificateur et donc la production de bauxite serait diminuée.

Le dernier paramètre étudié est la hauteur de lit lors du lancement du test expérimental. Le lit étant stable au cours du procédé, sa hauteur ne varie pas et a une influence directe sur la quantité de fines particules à la sousverse. Les résultats ont prouvé que plus la hauteur de lit est élevée et plus la quantité de fines à la sousverse sera faible. Ceci s'explique par le fait que la hauteur de lit de solide, principalement constitué de

grosses particules, joue le rôle d'une barrière qui empêche les fines particules de se diriger trop vite vers la sousverse. La seule limite à ce paramètre est la hauteur maximale du lit qui ne peut évidemment pas dépasser la hauteur du classificateur, mais également ne doit pas être trop proche de la surverse pour éviter tout débordement.

Avant de poursuivre l'étude sur le classificateur industriel, il est bon de préciser que l'ensemble des tests expérimentaux a été réalisé à l'aide d'un matériel de substitution composé de billes de verre permettant d'observer plus facilement le comportement du fluide granulaire. La principale question était de savoir si le substitut et le matériel de base se comportent de la même manière sachant que les propriétés physiques ont été choisies de manière à être identiques. Pour répondre à cette question, deux tests identiques ont été réalisés dans le CER avec la même granulométrie pour le fluide particulaire. Cependant, la principale différence intervient sur le fait que l'un des tests utilisait des billes de verre tandis que l'autre utilisait de la bauxite pisolitique. En comparant les résultats des deux tests que ce soit de manière qualitative ou quantitative, il a pu être conclu que les deux matériaux se comportent de la même manière et donc, cela permet d'affirmer que les observations faites sur le CER pourraient être comparables à celles faites sur le classificateur industriel.

Les modifications des paramètres d'opération sur le classificateur industriel présent à l'usine d'Andoom à Weipa ne peuvent pas se faire aussi facilement que sur le CER par crainte de perte de production de la bauxite. Afin de voir si les résultats vus sur le CER s'appliquent également sur le classificateur industriel, un modèle mathématique semi-

empirique capable de représenter l'écoulement du fluide multiphasique a été développé. Ce modèle mathématique a permis de décrire les mécanismes d'interaction entre les particules dans l'ensemble du classificateur et donc d'évaluer l'effet des différents paramètres d'opération et géométriques sur la quantité de fines à la sousverse.

Les équations du modèle mathématique ont été implémentées par une corrélation semi-empirique représentant la viscosité du fluide granulaire en fonction de la fraction volumique du solide. Cette corrélation est semi-empirique puisqu'elle est basée sur les observations et les résultats faits en laboratoire sur le CER ainsi qu'une étude rhéologique qui a permis d'obtenir les valeurs de viscosité lors de la compaction maximale. Elle représente également un aspect novateur puisqu'elle décrit le comportement d'un mélange granulaire solide-liquide en fonction de sa concentration, ce qui est peu présent dans la littérature. Grâce à cette corrélation, le modèle mathématique a permis de représenter le comportement du mélange de bauxite et d'eau qui est spécifique au classificateur industriel, puis d'avoir des résultats qui ont été obtenus à l'aide de simulations numériques sur le logiciel CFX®.

Les résultats des simulations numériques vont dans le même sens que ceux vus dans la partie expérimentale. La quantité de fines diminue donc lorsque l'alimentation est plus faible en solide, que le débit du plénum est plus élevé, que le temps d'ouverture est court puis que la hauteur de lit de solide de base est élevée. Les simulations numériques ont permis d'observer l'influence qu'auraient des modifications géométriques sur le classificateur industriel, à savoir la variation du nombre de sousverses et la diminution du

diamètre de ces dernières. Cependant, aucune de ces deux dernières variations de ces configurations n'optimise la quantité de fines particules à la sousverse, voir l'influence de manière négative.

Les résultats des simulations numériques du classificateur industriel et les résultats obtenus en laboratoire sur le CER adhèrent donc aux mêmes conclusions. Cependant, toutes les configurations ne peuvent être effectuées vu le nombre de paramètres et leur niveau de variation. Pour combler cette lacune, le logiciel d'analyse de données avancées KNIME® permet de prédire les réponses des différentes configurations avec une précision plus que satisfaisante à partir d'une base de données composée des résultats obtenus avec les simulations numériques. Cependant, il serait bon de compléter la base de données afin d'agrandir le champ de prédiction, mais également de renforcer davantage la précision de l'algorithme.

Un autre point à améliorer serait la corrélation empirique. Cette dernière étant uniquement adaptée au mélange solide-liquide constitué de la granulométrie Andoom, il serait bon de la rendre plus polyvalente et qu'elle puisse s'adapter à différents mélanges solide-liquide. Pour ce faire, les travaux devront porter sur le coefficient ω qui décrit l'augmentation de la viscosité de la phase granulaire selon la concentration solide du mélange. La valeur du coefficient, qui est une constante, a été trouvée de manière empirique en comparant les résultats obtenus de manière expérimentale et ceux numériques. Dans l'avenir, il serait intéressant de rendre le coefficient ω dépendant des caractéristiques physiques du matériel utilisé afin qu'il puisse être calculé à partir de ces

derniers. Ainsi, ω serait une fonction mathématique qui aurait pour variables la densité du solide, le diamètre des particules ou encore la rugosité de la surface de ces dernières. Cette amélioration de la corrélation empirique permettrait d'étendre le modèle mathématique à n'importe quels procédés de séparation solide-liquide, permettant ainsi de simuler le comportement de l'écoulement du fluide à l'intérieur des équipements industriels, et donc de diminuer les tests expérimentaux coûteux pour l'industrie.

L'ensemble des travaux effectués au cours de ce projet ont aidé à la compréhension des écoulements des fluides granulaires à l'intérieur d'un classificateur à lit fluidisé, et plus précisément sur la séparation des particules fines et grossières. La compréhension des phénomènes physiques se déroulant dans le procédé de séparation solide-liquide présent en usine, permet de choisir judicieusement les paramètres d'opération du classificateur et évite de tester des configurations de manière aléatoire. Le temps qu'il aurait fallu pour tester toutes les configurations en usine afin d'optimiser le classificateur aurait causé une diminution de la production de bauxite, entraînant ainsi des pertes monétaires considérables. Le présent projet de doctorat a donc un impact direct sur la performance du traitement industriel de la bauxite. Avec l'appui des simulations numériques, les paramètres recommandés sont testés de manière virtuelle et leurs influences sont quantifiées afin d'optimiser l'efficacité du classificateur industriel. Ainsi, les recommandations concernant le classificateur sont de réduire le temps d'ouverture des sousverses, d'attendre qu'un lit de solide suffisamment élevé soit formé, et surtout, de déterminer jusqu'à quel point l'usine d'Andoom est prête à investir dans l'utilisation de l'eau, nécessaire pour l'optimisation de la séparation des particules.

RÉFÉRENCES

- Abrahamsson, P. J., Björn, I. N., & Rasmuson, A. (2013). Parameter study of a kinetic-frictional continuum model of a disk impeller high-shear granulator. *Powder Technology*, 238, 20-26.
- ANSYS, I. (2006). CFX-theory. ANSYS, 123-225.
- ANSYS, I. (2015). Domains, Boundary Conditions and Sources. *CFX-Intro*, 1-29.
- ANSYS, I. (2016). ANSYS Fluent Theory Guide. ANSYS, 485-754.
- Asegehegn, T. W., Schreiber, M., & Krautz, H. J. (2011). Numerical simulation and experimental validation of bubble behavior in 2D gas–solid fluidized beds with immersed horizontal tubes. *Chemical Engineering Science*, 66(21), 5410-5427.
- Australia, S. (2004). Methods of testing soils for engineering purposes, Method 5.3.1: Soil compaction and density tests - Determination of the field density of a soil - Sand replacement method using a sand-cone pouring apparatus. *CE-009 (Testing Of Soils For Engineering Purposes)*, 1.
- Benslimane, A. (2013). Rhéologie et écoulement de fluides chargés : application aux réseaux d'assainissement urbains : étude expérimentale et modélisation. *Thèse, Université de Strasbourg*, 87-141.
- Bernard. (2004). Cx de la sphère selon le Reynolds. *Go Mars*, 1.
- Bezbaruah, R. (1991). Determination simulation of cohesive of fluidization and normal stresses using kinetic theory and. *Thesis, Master of Science in Chemical Engineering, Graduate School of the Illinois Institute of Technology*, 1-14.

- Bohi, Z. P. B. (2010). Caractérisation des sols latéritiques utilisés en construction routière : cas de la région de l'Agneby. *Mécanique des matériaux, École des Ponts ParisTech*, 17-38.
- Boivin, A. (2004). Étude expérimentale sur le compactage de la boue rouge dans un décanteur semi-industriel. *Mémoire, Université du Québec à Chicoutmi*, 14-90.
- Bonnefoy, O. (2019). Mécanique des fluides et transferts. *École Nationale Supérieure des Mines de Saint-Etienne*, 17-64.
- Bonnoit, C. (2009). Écoulement de suspensions granulaires modèles. *Thèse, Dynamique des Fluides, ESPCI ParisTECH*, 23-62.
- Bouchard, G. (2017). La production mondiale de l'aluminium. *World Aluminium*, 1-15.
- Brady, P. (2011). Numerical Methods and Simulations of Complex Multiphase Flows. *Thesis, Arizona State University*, 1-38.
- Brennen, C. E. (2005). Granular flows. *Fundamentals of Multiphase Flow*, 308-330.
- Chalaturnyk, J. Y. R. J. (2005). Computational fluid dynamics simulation of a very dense liquid-solid flow using a Eulerian model. *Computational Methods in Multiphase Flow III*, 305-314.
- Chamorro, M. G. (2017). Kinetic theory of driven granular fluids. *Doctoral Thesis, University of Extremadura*, 1-24.
- Chu, K., Chen, J., Yu, A. B., & Williams, R. A. (2017). Numerical studies of multiphase flow and separation performance of natural medium cyclones for recovering waste coal. *Powder Technology*, 314, 532-541.
- CIGNA, J. (2013). Optimisation d'un décanteur primaire. *Rapport de Stage de fin de 4ème année, Université Laval*, 1-37.

- Cornelissen, J. T., Taghipour, F., Escudié, R., Ellis, N., & Grace, J. R. (2007). CFD modelling of a liquid–solid fluidized bed. *Chemical Engineering Science*, 62(22), 6334-6348.
- Corona, A. A. (2008). Agitation des particules dans un lit fluidisé liquide. Etude expérimentale. *Thèse, Université de Toulouse*, 47-84.
- CRDT, É. d. (2010). Dossier stratégique sur l'alumine. *Le Complexe Jonquière dans l'industrie mondiale de l'aluminium*, 15-22.
- D. Boudeville, G. S., T. Grillot, D. Labrum and C. Bienvenu. (2017). Feed well design supported by cfd for fluid-bed bauxite classifiers. *Rio Tinto Arvida Research and Development Center*, 1-8.
- Dang, C. (2013). Cylindre parallelepipedé maillage hexaedrique structure. *Commons Archive*, 1.
- Debacq, M. (2019). Séparations mécaniques fluide/solide. *Le cnam*, 1-45.
- Deluzarche, C. (2019). Le mystère des bateaux qui se liquéfient. *Futura sciences*, 1-4.
- Ding, J., & Gidaspow, D. (1990). A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow. *AIChE Journal*, 36(4), 523-538.
- Du, W., Bao, X., Xu, J., & Wei, W. (2006). Computational fluid dynamics (CFD) modeling of spouted bed: Influence of frictional stress, maximum packing limit and coefficient of restitution of particles. *Chemical Engineering Science*, 61(14), 4558-4570.
- Enrico Da Riva, G. B. (2011). Aerosol Sampling. *CFD Team*, 1-20.
- Farr, R. S., & Groot, R. D. (2009). Close packing density of polydisperse hard spheres. *J Chem Phys*, 131(24), 244104.

- Fermigier, M. (2009). Fluides non newtoniens. *Thèse, ESPCI Paris*, 96-105.
- Fontaine, A. (2012). Étude de l'hydrodynamique de fluides rhéologiquement complexes dans un mélangeur maxblend par vélocimétrie laser. *Thèse, université de Montréal*, 6-53.
- Fridrun Podczek, Y. M. (1996). The influence of particle size and shape on the angle of internal friction and the flow factor of unlubricated and lubricated powders. *Department of Pharmaceutics, The School of Pharmacy, University of London*, 1-8.
- Gidaspow, D. (1992). Hydrodynamics of circulating fluidized beds : kinetic theory approach. *7th Fluidization Conference*, 2-8.
- Gidaspow, D. (1994). Multiphase Flow and Fluidization. *Continuum and Kinetic Theory Description*, 1-334.
- Gidaspow, D., & Chaiwang, P. (2013). Bubble free fluidization of a binary mixture of large particles. *Chemical Engineering Science*, 97, 152-161.
- Goldhirsch, I. (2008). Introduction to granular temperature. *Powder Technology*, 182(2), 130-136.
- Green, D. W. (2008). Perry's Chemical Engineers' Handbook eighth edition. *McGraw-Hill*, 840-853.
- Grillot, T. (2020). Effects of the granular properties of bauxite pisolites on the solid/liquid separation in liquid fluidized beds of classifiers *TMS 2020*, 1-10.
- H. Enwald, E. P., A.-E. Almstedt. (1995). Eulerian two-phase flow theory applied to fluidization. *Department of Thermo and Fluid Dynamics, Department of Energy Conversion, Chalmers University of Technology*, 21-66.

- Hama, N. A. (2016). Comportement mécanique des sols granulaires et critères de stabilité : application à l'érosion interne. *Thèse, Université du Havre*, 1-104.
- Helluy, P. (2012). Simulation numérique des écoulements multiphasiques: de la théorie aux applications. *Thèse, Université du Sud Toulon*, 6-8.
- Hutchison, C. S. (2005). Mineral, Petroleum and Coal Deposits.
- Iddir, H., & Arastoopour, H. (2005). Modeling of multitype particle flow using the kinetic theory approach. *AIChE Journal*, 51(6), 1620-1632.
- Isabelle Gallagher, T. G. (1998). Équations de la mécanique des fluides. *Laboratoire de mathématiques, Institut Fourier*, 2-15.
- Jeff Ma, M. S. (2008). Particulate modeling in ANSYS CFD. *2008 International ANSYS Conference*, 1-30.
- Joachim Lundberg, B. M. H. (2008). A review of some existing drag models describing the interaction between phases in a bubbling fluidized bed. *Telemark University College*, 1-8.
- Joachim Lundberg, B. M. H. (2015). CFD study of a bubbling fluidized bed. *Thesis, University of South-Eastern Norway*, 1-33.
- Kabouya, N. (2005). Influence de la contrainte seuil sur la stabilité de l'écoulement de Poiseuille d'un fluide viscoplastique études modale et non modale. *Laboratoire d'Energétique et de Mécanique Théorique et Appliquée UMR CNRS 7563*, 1-20.
- Kandala, R. N., & Puri, V. M. (2000). Measurement of Cohesion and Angle of Internal Friction Using Cubical Triaxial Tester and Comparison with Computer Controlled Shear Cell. *Particulate Science and Technology*, 18(2), 71-88.

- Koerich Daniela, L. G., Rosa Leonardo. (2018). Investigation of phases interactions and modification of drag models for liquid-solid fluidized bed tapered bioreactors. *Powder Technology*, 339, 90-101.
- Konijn, B. J., Sanderink, O. B. J., & Kruyt, N. P. (2014). Experimental study of the viscosity of suspensions: Effect of solid fraction, particle size and suspending liquid. *Powder Technology*, 266, 61-69. doi:10.1016/j.powtec.2014.05.044
- Ku, K.-S. A., Chol-Ho Li, Kum-Chol Kim, Myong-Il. (2017). An Eulerian model for the motion of granular material with a large Stokes number in fluid flow. *International Journal of Multiphase Flow*, 92, 140-149. doi:10.1016/j.ijmultiphaseflow.2017.03.009
- Kuerten, J. G. M., & Vreman, A. W. (2016). Collision frequency and radial distribution function in particle-laden turbulent channel flow. *International Journal of Multiphase Flow*, 87, 66-79. doi:10.1016/j.ijmultiphaseflow.2016.09.005
- Lesclous, R. (1999). Histoire des sites de producteurs d'aluminium. 36, 41.
- MacKenzie, W. (2019). Faits sur l'aluminium. *Ressources naturelles Canada*, 1-10.
- Malalasekera, V. (1995). The finite volume method. *An Introduction to computational fluid dynamics*, 10-102.
- Mfudi, G. P. (2013). Modélisation d'un classificateur hydraulique à l'usine de bouletage d'ArcelorMittal. *Maîtrise en génie des matériaux et de la métallurgie*, 1-55.
- Mollon, G. (2015). Mécanique des matériaux granulaires. *Département Génie Mécanique et Développement, INSA Lyon*, 1-77.

- Nadler, S. (2013). Comportement d'un milieu granulaire soumis a des vibrations horizontales : Etudes numeriques et experimentales. *Thèse, École Nationale Supérieure des Mines de Saint-Étienne*, 7-37.
- OCDE. (2007). L'eau dans l'économie australienne. *Examens environnementaux de l'OCDE Australie*, 56-63.
- Passalacqua, A., & Marmo, L. (2009). A critical comparison of frictional stress models applied to the simulation of bubbling fluidized beds. *Chemical Engineering Science*, 64(12), 2795-2806.
- Pouliquen, Y. F. a. O. (2008). Flows of Dense Granular. *Thèse, Institut Universitaire des Systèmes Thermiques Industriels, Centre National de la Recherche Scientifique, Université de Provence, Marseille*, 1-26.
- Pouliquen, Y. F. O. (2009). Granular Flows. *Thèse, CNRS-Université de Provence*, 69-100.
- Randrianarivelo, T. N. (2005). Étude numérique des interactions hydrodynamiques fluides/solides : Application aux lits fluidisés. *Thèse, École doctorale des sciences physiques et de l'ingénieur*, 5-34.
- Reports, M. (2020). Real Life Accident: Vessel Sinks Because Of Bauxite Liquefaction. *Case Studies*, 1.
- Ruiz-Angulo, A., & Hunt, M. L. (2010). Measurements of the coefficient of restitution for particle collisions with ductile surfaces in a liquid. *Granular Matter*, 12(2), 185-191.
- SAAD, M. (2014). Modélisation et simulation numrique par l'exemple. *Festival des Arts et des Sciences*, 1-38.

- Saasen Arild, Y. J. D. (2020). Viscosity Models for Drilling Fluids—Herschel-Bulkley Parameters and Their Use. *Energies*, 13(20), 1-16.
- Santiso, E. M., Erich A. (2002). Dense packing of binary and polydisperse hard spheres. *Molecular Physics*, 100(15), 2461-2469.
- Sharayanan. (2007). Illustration du concept de lit fluidifié en rhéologie/étude des matériaux granulaires. *UTC*, 1.
- SHarlow, F., Welsh, J. (2012). Algorithmes de couplage pression-vitesse. *Methodes numeriques appliquees aux calculs des ecoulements et du transfert de chaleur*, 53-64.
- Shuyan Wang, G. L., † Huilin Lu,*,† Bai Yinghua,† Jianmin Ding,‡ and Yunha Zhao†. (2009). Prediction of Radial Distribution Function of Particles in a Gas-Solid Fluidized Bed Using Discrete Hard-Sphere Model. *School of Energy Science and Engineering, Harbin Institute of Technology, Harbin*, 1-10.
- Sini, J.-F. (2009). Cours de Mécanique des Fluides. *Engineering school, France*, 15-36.
- Songprawat, S., & Gidaspow, D. (2010). Multiphase flow with unequal granular temperatures. *Chemical Engineering Science*, 65(3), 1134-1143.
- Steinmetz, D., & Laguerie, C. (1993). La fluidisation gazeuse. / Gas fluidization. *Sciences Géologiques. Bulletin*, 46(1), 183-195.
- Tanaka, Z. (1996). Continuous separation of particles by fluidized beds. *Advanced Powder Technology*, 7(1), 29-40.
- Taylor, G. E., R. A. Foster, L. D. Tilley, D. B. Le Gleuher, M. Morgan, C. M. (2008). Nature of the Weipa Bauxite deposit, northern Australia. *Australian Journal of Earth Sciences*, 55(sup1), 45-70.

- Troupin, C. (2005). Structuration dans les milieux granulaires. *Thèse, Université de Liège*, 2-8.
- Vincent Acary, B. B. (2004). Coefficients de restitution et efforts aux impacts : Revue et comparaison des estimations analytiques. *Thèse, Institut national de recherche en informatique et en automatique*, 8-23.
- Xi Yu, R. O., Sotos Generalis, Yassir Makkawi. (2013). Inter-particle force and stress models for wet and dry particulate flow at the intermediate flow regime. *Chemical Engineering & Applied Chemistry, Aston University, Birmingham*, 1-27.
- Xuereb, C. (1989). Analyse du developpement de jets horizontaux ou inclines dans des lits fluidises par un gaz. *Thèse, Institut national polytechnique de Toulouse*, 46-52.
- Yoro, G. (1992). La méthode au sable : protocole et utilisation pratique. *Cah. Orstom, sér. Pédol., XXVII(2)*, 365-372.

ANNEXE

Effects of the granular properties of bauxite pisolites on the solid/liquid separation in liquid fluidized beds of classifiers

T. Grillot, G. Simard, R. Chesnaux, D. Boudeville, L. Perrachon

Department of Applied Sciences, Université du Québec à Chicoutimi, Saguenay, Québec, Canada

Rio Tinto Arvida Research and Development Center, Saguenay, Québec, Canada

Corresponding author: Guy_Simard@uqac.ca

ABSTRACT

Bauxite pisolites found in the Cape York region of Australia are typically near-spherical particles. Ore extracted from the Andoom (Weipa) deposit is processed through a beneficiation plant to remove the finer fraction; these finer particles will otherwise lead to material handling problems. A key component of the beneficiation flowsheet is a fluidized bed classifier, where fine particles are removed via an overflow system. The objective of this project was to study and understand the solid/liquid separation phenomena taking place in the fluidized bed, especially determining the role of the granular properties in controlling the separation mechanisms. Laboratory-scale experiments, using a transparent tank and glass beads of controlled grain size in place of bauxite, allowed an accurate observation of the fluidized bed behavior. Computer modeling, using multi-phase flow, was used to perform numerical simulations of the experimental setup and establish the relative effects of the parameters that control the separation processes in the fluidized bed.

Keywords

Multiphase CFD Model; Numerical Simulations; Particles; Collisions; Liquid fluidization

1. Introduction

Prior to the extraction of alumina from bauxite, a physical separation to remove the finer particles from the ore is carried out. This process must be conducted before sending the material to the plant for further treatments. The smaller particles contribute bulk strength and hold excess moisture, causing bulk material handling issues (blockages) and risks (liquefaction) during transportation. A fluidized bed classifier allows the separation of the fine particles from the larger ones utilising water flow from the bottom of the tank. However, the quantity of water used in the process is significant and must be reduced.

In order to limit the water inflow, the separation mechanisms between particles is key to solving the problem. The kinetic energy of particles and the collision and friction between them control the time required for the fine particles to be removed, leaving the larger particles in the fluidized bed.

The understanding of the behavior of granular flow is based on the kinetic theory of gases [1], but in a liquid-solid medium with particles, the kinetic approach [2] cannot properly represent the flow of the fluid. This is due to the effect of liquid viscosity, which is stronger than gas viscosity.

A recent study of collision in a liquid fluidized bed [3] demonstrated the effect of fluid on the restitution coefficient, the ratio of the final to initial relative velocity between two objects after they collide, for monodispersed spherical particles. However, this study used potassium thiocyanate as the fluid, whereas water is the main phase used in our study. In addition, using polydispersed spherical particles in a gas continuous phase changed the maximal volumetric fraction [4], the volume of a constituent divided by the volume of all constituents of the mixture. This consequently affects the frequency of collision [5] as the fine particles can move through the spaces between larger particles. Each contact between particles causes friction, which depends both on the material used and the shape of particles [6].

There are a number of published studies about granular material and the mechanisms of separation of particles, but none deals with our specific case that considers a liquid fluidized bed used to remove finer particles. A better understanding of the parameters that control the separation mechanisms can improve the extraction of fine particles while also allowing a decrease in the cost of operation of the industrial process.

This study investigated the influence of granular properties on the separation of a polydispersed particle phase mixed with a fluid phase. Experiments were conducted using a laboratory-scale replica of the fluidized bed. Results were then compared with numerical modeling results obtained with CFD (Computational Fluid Dynamics) simulations testing granular models and parameters in multiphase flow.

2. Mathematical model

In multiphases Eulerian systems [7], each phase is identified by its volumetric fraction and is described with the equations of conservation of mass and of conservation of momentum. The phase continuity equation has the form of Equation (1), where α_q is the phase volumetric fraction, ρ_q is the phase density, and $\vec{V}_q = (u_q, v_q, w_q)$ is the phase velocity vector:

$$\frac{\partial \alpha_q \rho_q}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{V}_q) = 0 \quad (1)$$

The liquid phase momentum equation has the form of Equation (2) with the liquid-phase stress tensor Equation (3) and S_q the source term.

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_l \rho_l \vec{V}_l) + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l \vec{V}_l \vec{V}_l) \\ = \nabla \cdot \tau_l - \alpha_l \nabla p \\ + \alpha_l \rho_l \vec{g} + S_l \end{aligned} \quad (2)$$

$$\tau_l = \mu_l [\nabla \vec{V}_l + \nabla^T \vec{V}_l] - \frac{2}{3} \mu_l (\nabla \cdot \vec{V}_l) I \quad (3)$$

The solid phase momentum equation (Equation (4)) is given below:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \vec{V}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{V}_s \vec{V}_s) = \nabla \cdot \tau_s - \alpha_s \nabla p + \alpha_s \rho_s \vec{g} + S_s \quad (4)$$

$$\tau_s = -P_s + \mu_s [\nabla \vec{V}_s + \nabla^T \vec{V}_s] + \left(\lambda_s - \frac{2}{3} \mu_s \right) (\nabla \cdot \vec{V}_s) I \quad (5)$$

where Equation (5) represents the solid stress tensor with P_s the solid pressure, μ_s the particulate viscosity and λ_s the bulk viscosity.

The particulate viscosity appears in the particulate phase as a function of the solid volume fraction: $\mu_s = \mu_s(\alpha_s)$.

There are many theoretical models for the particle viscosity based on the value of solid volume fraction [8]. The Einstein model Equation (6), Brinkman model Equation (7) represent the viscosity for dilute gas-particle flows, where the volume concentration of particles is less than 3%:

$$\mu_s = \mu_l (1 + 2.5 \alpha_s) \quad (6)$$

$$\mu_s = \mu_l (1 - \alpha_s)^{-2.5} \quad (7)$$

When the volume fraction of solid approaches a high concentration, as in the fluidized bed, more models based on the maximum concentration (α_{sm}) represent the viscosity in this denser section of the bed. The Frankel model Equation (8), Vand model Equation (9) and Eilers model Equation (10) describe the behavior of viscosity as a function of solid volume fraction.

$$\mu_s = \mu_l \frac{9}{8} \left(\frac{[\alpha_s / \alpha_{sm}]^{1/3}}{1 - [\alpha_s / \alpha_{sm}]^{1/3}} \right) \quad (8)$$

$$\mu_s = \mu_l e^{\left(\frac{2.5 \alpha_s + 2.7 \alpha_s^2}{1 - 0.609 \alpha_s} \right)} \quad (9)$$

$$\mu_s = \mu_l \frac{25}{16} \left(\frac{\alpha_s^2}{[1 - \alpha_s / \alpha_{sm}]^2} \right) \quad (10)$$

In a fluidized bed, the concentration can vary from very low to very high, so two complementary models, the Graham model Equation (11) and the Ishii model Equation (12), cover the entire concentration range.

$$\mu_s = \mu_l \left(\frac{9}{4} \left[\frac{1}{1 + 0.5 \psi} \right] \left[\frac{1}{\psi} - \frac{1}{1 + \psi} - \frac{1}{[1 + \psi]^2} \right] + 1 + 2.5 \alpha_s \right) \quad (11)$$

$$\text{where } \psi = \frac{1 - (\alpha_s / \alpha_{sm})^{1/3}}{(\alpha_s / \alpha_{sm})^{1/3}}$$

$$\mu_s = \mu_l (1 - \alpha_s / \alpha_{sm})^{-2.5 \alpha_{sm}} \quad (12)$$

The bulk viscosity λ_s has a value of zero, as it is negligible as the study is carried out using an incompressible fluid.

The particle pressure is difficult to calculate compared with the continuous phase pressure. It depends on the solid volume fraction and particles properties. This pressure is the sum of three effects (Equation (13)) - particle velocity fluctuation, $P_{p,kin}$, particle interaction (collision), $P_{p,coll}$, and a contribution from the continuous phase. In the solid phase the pressure gradient is:

$$\nabla(\alpha_s P_s) = \nabla(\alpha_s P_{s,kin}) + \nabla(\alpha_s P_{s,coll}) + \nabla(\alpha_s P_l) \quad (13)$$

In the fluidized bed, the term concerning the kinetic is neglected. The collision term gradient Equation (14) can be written as a function of solid volume fraction:

$$\nabla(\alpha_s P_{s,coll}) = G(\alpha_s) \nabla \alpha_s \quad (14)$$

$$G(\alpha_s) = G_0 e^{c(\alpha_s - \alpha_{sm})} \quad (15)$$

The Equation (15) represents the elasticity modulus where G_0 is the reference elasticity modulus, c is the compaction modulus and α_{sm} is the maximum packing parameter.

3. Material

3.1. Original material

The pisolitic bauxite used in the plant consists of spherical particles and the studied granulometry is comprised between 45 μm and 2 cm (Figure 1).



Figure 36: Particles of bauxite (from the top to the bottom: 45 μ m, 1mm, 4mm)

Particle size analysis (Figure 2) shows that fine particles make up a significant portion of the particle size distribution.

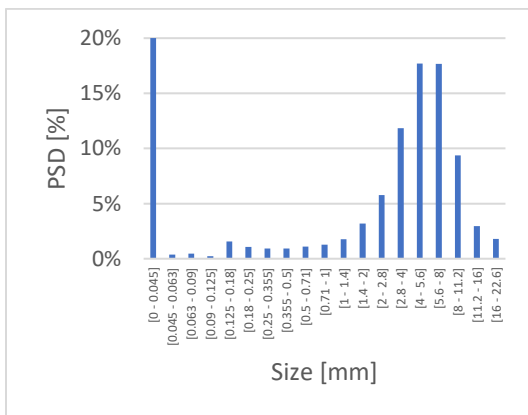


Figure 37 : Particle size distribution

3.2. Synthetic material

For the purpose of the experiment, the original material has been replaced by spherical glass particles (Figure 3). The bauxite mixture is an

opaque fluid, which consequently does not allow observation of the particle interactions in the classifier. Glass beads were chosen as glass has the same density as bauxite (2,500 kg/m³) and is transparent, so that the results of the experiment can be directly observed.

In terms of the physical properties, a rheological study showed that despite the higher surface roughness of bauxite, the pisolite mixture viscosity and glass beads mixture viscosity are in the same order of magnitude. In terms of the chemical properties, as the process is carried out at ambient temperature, no chemical reactions occur. Furthermore, pisolite bauxite is composed of dense insoluble particles which do not absorb water.

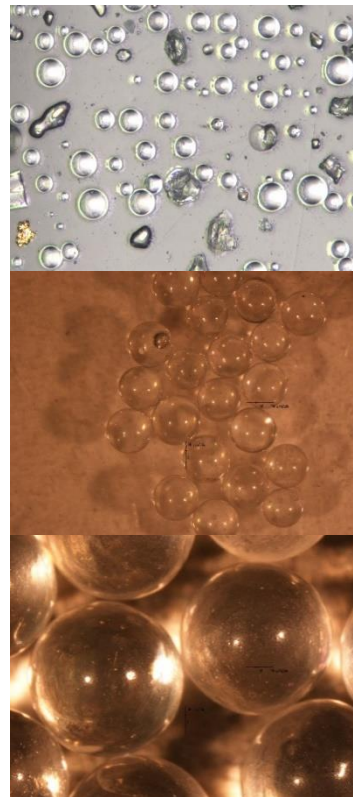


Figure 38 : Glass beads (from the top to the bottom: 45 μ m, 1mm, 4mm)

A mix of two different particles sizes was used in the classifier for a clear observation and to simplify the model to three phases: water, fine particles and large particles. Particles smaller than 1 mm creates handling problems throughout the industrial process. Consequently, for the large

particles we considered a size distribution comprised between 1 and 2 mm and for fines a distribution comprised between 106 to 150 μm with 70% and 30% w/w respectively for large and fine particles.

4. Methodology

The pilot laboratory-scale classifier used in this study is a reduced scale reproduction of the separation processes that occur in an industrial classifier. The industrial classifier being replicated is in Australia and is approximately 16 times larger than the laboratory equipment.

The experiment aims to reproduce the behavior of granular flow in the fluidized bed and to compare the results to a parametric study on numerical simulation. For this study, the methodology is divided in two parts: the laboratory experiments and the numerical simulations.

4.1. Experimental setup

The pilot classifier consists of a cylindrical tube 40 cm high with a diameter of 25 cm (Figure 39 : *Pilot classifier*). The top of the classifier is open to allow free overflow.

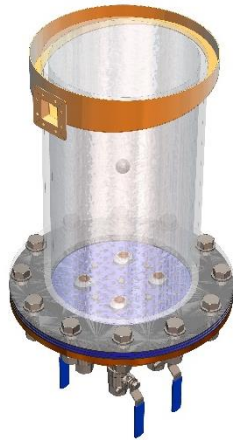


Figure 39 : Pilot classifier

A mixture of glass beads was introduced in the classifier, consisting of 70% [ws/wst] large particles (diameter between 1 mm and 2 mm) and 30% [ws/wst] fine particles (diameter between 106 μm and 150 μm). These two size fractions are the most representative of the particle separation

process. Sufficient solid material was introduced in the classifier to obtain a bed of glass beads 10 cm thick (Figure 5). Water is added to complete the volume of the classifier. The water inflow to the fluidized bed was activated at a flow rate of 14 L/min (Table 1).

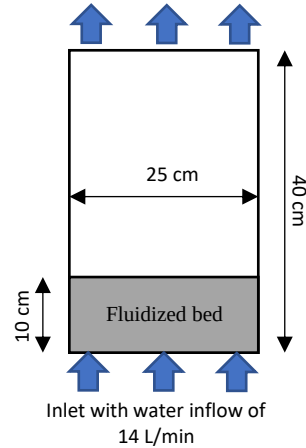


Figure 128 : Schematic representation of the fluidized bed of the classifier

Table 1 : Properties of the fluidized bed of the pilot classifier

Classifier diameter (m)	0.25
Classifier height (m)	0.4
Initial bed height (m)	0.1
Inflow rate of water at the inlet (L/min)	14
Small particles diameter (μm)	106-150
Large particles diameter (mm)	1-2
Percentage of large particles (ws/wst)	70
Percentage of small particles (ws/wst)	30

During operation of the fluid bed classifier, the large particles remain at the base while the water inflow moves the fine particles to the top of the classifier. The test was stopped once all fine particles had been removed. A video recording was made of the process to observe the flow behavior and phase interface over time. The open source software Tracker was used to monitor the position of the different particle interfaces for each determined time step. The video images

were scaled using a calibration stick and a reference object of known dimensions. The horizontal and vertical axis of the video images are set within the software with an x/y axis tool.

Particle interfaces were mapped for each time step, obtaining the particle bed elevation

4.2. Numerical simulation

The numerical simulation was conducted with ANSYS CFX, a 3D finite element CFD commercial code. This multi-physics software general-purpose code was appropriate for simulating the multi-phases separation processes of solid particles within a fluid. Numerical simulation helped to understand and quantify the mechanisms occurring in the pilot scale fluidized bed classifier. These numerical simulations will assist in the optimization of the classifiers at the industrial scale. This will be carried out by conducting sensitivity analyses of the parameters controlling the separation processes in the fluidized beds. The experimental tests conducted parallel to the numerical modeling are used to validate the results of the simulations under different conditions.

The model of the study represented the pilot classifier in three dimensions. The dimensions are the same as the pilot classifier (Figure 6). The lower part of the classifier represented the fluidized bed with a water inflow velocity boundary condition at the inlet (Neumann condition). The top of the classifier was bounded by the outlet of the mixture with a constant pressure boundary condition (Dirichlet condition).

evolution throughout the process for both solid phases. Precision of the results will be described in the results section.

These observations were then compared with the results of the CFD simulation.

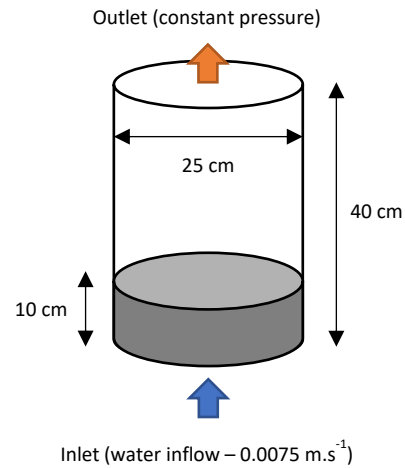


Figure 41 : Numerical model illustration

This model was an Eulerian model composed of three phases, one liquid and two solids. The two solid phases (the fine and large particles) were coupled with empirical models. Particle diameters of 150 μm (fine) and 2 mm for (large) were chosen for these models.

The CFD study allowed operators to choose between several different models for the parameters of the two granular phases and to change several variables. Each model yielded different results on the separation process being simulated. In addition, the input parameters (such as solid pressure and solid shear viscosity) could be changed.

All the models comprised different sets of data and were calculated with several other input variables that can be implemented in the dialog box. These include a mathematical function to describe the solid viscosity as a function of solid volume fraction, the reference elasticity modulus, the compaction modulus and the maximum packing parameter. The reference elasticity

modulus and the maximum packing parameter are variables that can be measured in the laboratory. This study aims to compare the outcomes of mathematical modelling with observed experimental results to obtain a calibrated model. From this calibrated model, sensitivity analyses can be conducted to assess the influence of the input parameters on the results obtained from the model in regards of the efficiency of the fluidized bed of the classifier.

At its initial stage, the 10 cm-thick fluidized bed was composed of 63% v/v of large particles and 17% v/v of fine particles, with water making up the remainder (Table 2 : *Model parameters used for the simulation of the fluidized bed.*

Table 2 : *Model parameters used for the simulation of the fluidized bed*

Classifier radius (m)	0.125
Classifier height (m)	0.4
Initial bed height (m)	0.1
Liquid density (kg.m ⁻³)	998
Particle density (kg.m ⁻³)	2400
Water inflow velocity at the inlet (m.s ⁻¹)	0.075
Small particle diameter (μm)	106
Large particle diameter (mm)	2
Volumetric fraction of large particles in the fluidized bed (v/v)	0.63
Volumetric fraction of fine particles in the fluidized bed (v/v)	0.17
Solid shear viscosity (Pa.s)	$\mu_s = f(\alpha_s, \alpha_{sm})$
Compaction modulus	Constant
Reference elasticity modulus	Constant
Packing limit (v/v)	0.63

To discretize the spatial domain, the finite volume element-based method is used with mesh. The finite volumes are built with three dimensional elements, in our case tetrahedral elements, where each top is a node. The model is composed of 54 768 elements and 57 577 nodes.

For the temporal discretization, as the study is a transient simulation, an adaptative time step is used to ensure the convergence and to obtain the shortest calculation time. The time steps vary between 0.001 s and 1 s with a coefficient loop at 100 and a convergence criterion of 10^{-3} .

5. Results

The fluidized bed behavior predicted with CFD simulations was compared to the experimental results for several fluidization velocities. The main goal of this comparison was to establish the law which describes the separation of particles. The study aimed to establish a mathematical model to predict the solid shear viscosity as a function of the volumetric solid fraction.

The stress tensor for each phase must be described for the multiphase model. In the stress tensor, the shear viscosity of a phase is often a constant, but for the particulate phase, the shear viscosity varies according to the particle concentration. When there is a high concentration of particles, the solid shear viscosity is much higher than the liquid viscosity. Two values of viscosity may be known and measured using a rheometer: when there is no solid in the volume, just the liquid, and when the particle concentration reaches its maximum value: α_{smax} .

In the first case, when there are no particles, the solid shear viscosity must be set to the liquid shear viscosity: $\alpha_s = 0 \leftrightarrow \mu_s = \mu_l$.

In the second case, the particle concentration reaches its maximum value α_{smax} , the equivalent volumetric solid fraction equals 0.63 for each particulate phase. This value was measured in the laboratory by depositing the different mixtures with several grain sizes on a vibrating table to ensure the maximum compaction. This maximum compaction is reached when there is no fluidization velocity; at this step, it is possible to measure the solid shear viscosity with a rheometer using an fl22 rod [9].

At low shear rate, it can be considered cylindrical and can counteract the non-homogeneity of the mixture studied. The viscosity model on the studied range can be represented by the Bingham

model. The value retained is approximately 1 Pa.s for each phase, thus at $\alpha_{smax}=0.63$, $\mu_{smax}=1$ Pa.s.

Once the minimum and maximum values of the solid viscosity are known, the last step is to evaluate the behavior of the particulate phase viscosity between these two values. Many mathematical models which deal with solid-gas mixture show a low solid shear viscosity over the entire range of the volumetric solid fraction, followed by a sharp increase just before the maximal solid volume fraction. This results in the very high slope for the solid viscosity curve at $\alpha_s=0.60$. For the solid-liquid mixture, the viscosity curve begins to increase at a lower volumetric solid fraction value and has a weaker slope. To control the slope of the viscosity curve, a coefficient ω is introduced.

$$\mu_s = (\mu_{smax} - \mu_l) \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{smax}} \right)^\omega + \mu_l \quad (16)$$

With μ_s the solids shear viscosity, μ_{smax} the solids shear viscosity at α_{smax} , μ_l the liquid viscosity, α_s the solid volume fraction, α_{smax} the maximum solid volume fraction and ω the solid viscosity augmentation constant. At $\alpha_s = 0$, $\mu_s = \mu_l$ and at $\alpha_s = \alpha_{smax}$, $\mu_{smax}=1$ Pa.s, so the boundary conditions are validated. The higher the value of ω the higher the increase of the solid shear viscosity (Figure 7).

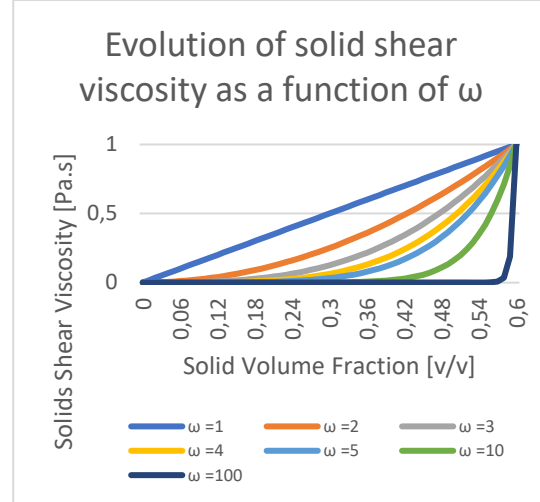


Figure 42 : Evolution of solid shear viscosity as a function of the solid volume fraction and the solid viscosity augmentation constant

When $\omega = 100$, the curve is similar to the evolution of viscosity for the Graham model Equation (11) and the Ishii model Equation (12) which are for gas. Several simulations with several values of ω equal to 1, 2, 3, 4, 5 and 10 show that the correct value for a mixture water and glass beads, in the proportions of the study, is $\omega = 5$. The comparison of the separation behavior between the numerical simulation and the experiments (Figure 43 : Evolution of the fine particles interface height over time) describes the evolution of the fine particles interface as a function of time with a water inflow of 14 L/min. The coarse particles remain at the bottom of the classifier due to their weight, so their interface stays at 10 cm.

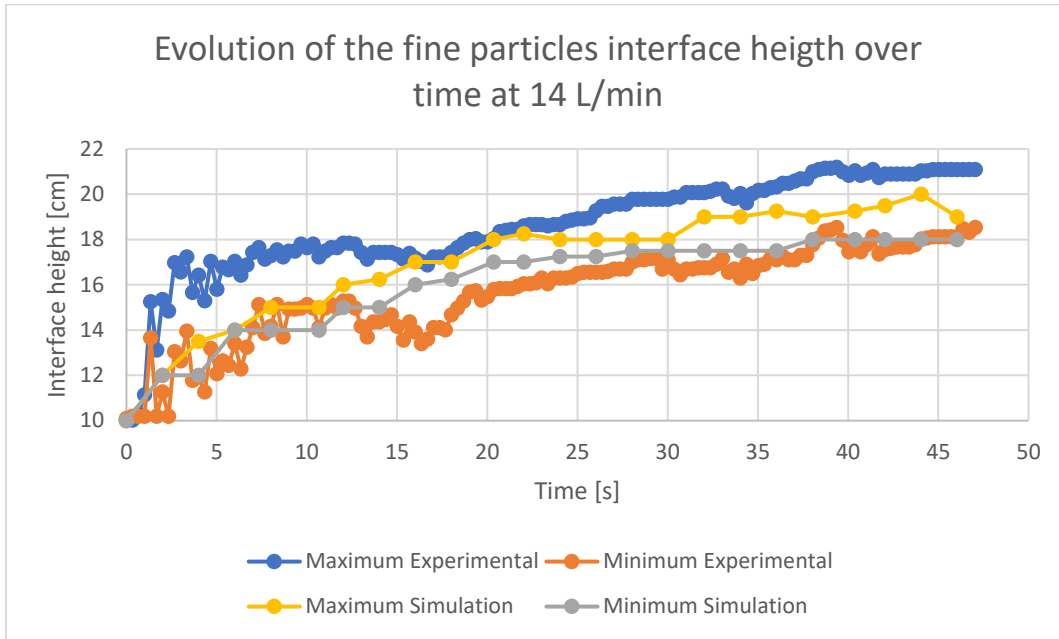


Figure 43 : Evolution of the fine particles interface height over time at 14 L/min

At the beginning of the experiment, all fine particles are trapped between the larger particles and the solid volume fraction is greater than 0.63, so the viscosity equals 1 Pa.s - the highest friction between particles. As the fluidized bed builds up, the fine particles move close to the interface of coarse particles. During this process, water leaves the fluidized bed and the solid volume fraction decreases along with the solid shear viscosity and becomes equal 0.001 Pa.s and around 0.2 for the solid volume fraction. This observation is shown by the curves observed in Figures 8 where as soon as there is water velocity, the interface increases suddenly, between 0 and 5 s. After this, the augmentation of the interface is more progressive as the rest of the fine particles recover a solid shear viscosity equal to 1 Pa.s and have to cross the fluidized bed.

The gap between the maximum and the minimum of the particle's height for the experimental case (± 1.5 cm) is explained by the fact that the release of fine particles is not homogenous: the mixture at $t = 0$ s is not perfectly mixed and saturated. Furthermore, the real granulometry does not just contain two phases like the numerical simulation:

the size of the experimental glass beads is between 106 and 150 μm while the size of the particles in the numerical simulation glass beads is 106 μm . Additionally, in both cases, the cloud of fines is not perfectly homogenous in terms of viscosity due to small variations of solid volume fraction and create a particle interface which is not perfectly linear (± 0.5 cm).

To validate the mathematical model which deals with the solid shear viscosity, the experiment was carried out with two additional flows: 10 L/min and 12 L/min. The experimental results and simulation results were similar with their error margin. The particle behavior during the separation is identical when the water inflow equals 10 L/min, 12 L/min and 14 L/min; the fines come out quickly at the beginning then more gradually thereafter. The main difference is the height of the particle bed - the fine particles do not move as high due to the lower water flow. The maximum for the interface of fine particles is 18.5 cm and 19.5 respectively for 10 L/min and 14 L/min.

6. Conclusion

Several numerical models and variables have been applied for the representation of classifiers with fluidized bed. The mathematical models in the literature, such as the Graham model and the Ishii model, are preferable for a particulate flow with a gas as a continuous fluid where the solid shear viscosity only increases when the volumetric solid fraction reaches its maximum value. For a mixture with a liquid as continuous phase, the solid shear viscosity must increase progressively due to the impact and the friction which are much more important during the separation of the particles. The equation established in this article gives results that are consistent with the experimental observations during the parametric study which confirms the accuracy of mathematical model.

Acknowledgements

The authors would like to thank Mr. Eric Lemay and Mr. Pascal Vandal for their assistance in the laboratory. The authors are grateful to Matthew Lay (Principal Advisor Processing), Henry Provan and Emily Critchley (Process Engineer) for the support of this work. Thanks, are also due to the Government of Canada and the Government of Québec for the granted MITACS scholarship. And, finally, thanks to Rio Tinto for financial support.

Notation

c	Compaction modulus
g	Gravitational acceleration, $m^2 s^{-2}$
G_0	Reference elasticity modulus, Pa
$G(\alpha_s)$	Elasticity modulus, Pa
I	Identity matrix
p	Pressure, Pa
P_s	Solid pressure, Pa
$P_{p,kin}$	Velocity fluctuation pressure, Pa
$P_{p,coll}$	Particle interaction pressure, Pa
P_l	Continuous phase pressure, Pa
V_q	Phase velocity, $m s^{-1}$
V_l	Liquid phase velocity, $m s^{-1}$
V_s	Solid phase velocity, $m s^{-1}$

Greek letters

α_q	Phase volume fraction
α_s	Solid phase volume fraction
$\alpha_{s,m}$	Maximum solid volume fraction
λ_s	Solid bulk viscosity, Pa s
μ_l	Liquid viscosity, Pa s
μ_s	Particulate viscosity, Pa s
ρ_q	Phase density, $kg m^{-3}$
ρ_l	Liquid Phase density, $kg m^{-3}$
ρ_s	Solid Phase density, $kg m^{-3}$
ω	Solid viscosity augmentation
τ_l	Liquid phase stress tensor
τ_s	Solid phase stress tensor

References

- [1] J. Ding and D. Gidaspow, "A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow," *AIChE Journal*, vol. 36, no. 4, pp. 523-538, 1990/04/01 1990.
- [2] D. Gidaspow, "Hydrodynamics of circulating fluidized beds : kinetic theory approach," 7th Fluidization Conference, pp. 2-8, 1992.
- [3] A. Aguilar-Corona, R. Zenit, and O. Masbernat, "Collisions in a liquid fluidized bed," *International Journal of Multiphase Flow*, vol. 37, no. 7, pp. 695-705, 2011/09/01/ 2011.
- [4] E. M. Santiso, Erich A., "Dense packing of binary and polydisperse hard spheres," *Molecular Physics*, vol. 100, no. 15, pp. 2461-2469, 2002.
- [5] J. G. M. Kuerten and A. W. Vreman, "Collision frequency and radial distribution function in particle-laden turbulent channel flow," *International Journal of Multiphase Flow*, vol. 87, pp. 66-79, 2016.
- [6] Y. M. Fridrun Podczek, "The influence of particle size and shape on the angle of internal friction and the flow factor of unlubricated and lubricated powders," Department of Pharmaceutics, The School of Pharmacy, University of London, pp. 1-8, 1996.
- [7] I. ANSYS, "ANSYS Fluent Theory Guide," ANSYS, pp. 485-754, 2016.
- [8] E. P. H. Enwald, A.-E. Almstedt, "Eulerian two-phase flow theory applied to fluidization," Department of Thermo and Fluid Dynamics, Department of

- Energy Conversion, Chalmers University of Technology, pp. 21-66, 1995.
- [9] B. J. Konijn, O. B. J. Sanderink, and N. P. Kruyt, "Experimental study of the viscosity of suspensions: Effect of solid fraction, particle size and suspending liquid," Powder Technology, vol. 266, pp. 61-69, 2014.

