

## TABLE DES MATIÈRES

RÉSUMÉ.....	ii
TABLE DES MATIÈRES .....	iii
LISTE DES TABLEAUX .....	xi
LISTE DES FIGURES .....	xiii
NOMENCLATURE.....	xix
REMERCIEMENTS.....	xxiv
DÉDICACES.....	xxv
CHAPITRE 1 INTRODUCTION .....	1
1.1 PROBLÉMATIQUE.....	5
1.2 OBJECTIFS .....	7
1.3 MÉTHODOLOGIE.....	7
1.4. TRAVAUX ANTÉRIEURS .....	9
1.4.1 La production de boue à haute siccité .....	10
1.4.2 Les presses à vis .....	12
1.4.3 La filtration.....	14
1.4.3.1 La filtration tangentielle.....	16
1.4.3.2 La filtration de la boue rouge .....	18
1.4.4 La consolidation .....	18
1.4.5 Le transport dans les vis .....	19
1.4.5.1 L'augmentation de la pression durant le transport.....	20
1.5 ASPECTS ORIGINAUX DE LA RECHERCHE.....	22
CHAPITRE 2: LA BOUE ROUGE : CARACTÉRISTIQUES ET DISPOSITION .....	23

2.1 CARACTÉRISTIQUES DE LA BOUE ROUGE .....	23
2.1.1 La composition chimique de la boue rouge .....	24
2.1.2 L'alcalinité de la boue rouge .....	26
2.1.3 La radioactivité.....	27
2.1.4 La granulométrie .....	28
2.1.5 La densité .....	28
2.2 UTILISATION ET DISPOSITION DE LA BOUE ROUGE.....	29
2.2.1 Le volume de résidus produits .....	29
2.2.2 La réutilisation de la boue rouge .....	30
2.2.3 Les types de disposition .....	31
2.2.3.1 <i>Le déchargement dans la mer/rivière</i> .....	31
2.2.3.2 <i>Le lagunage</i> .....	32
2.2.3.3 <i>L'empilement sec «Dry stacking»</i> .....	33
CHAPITRE 3: RHÉOLOGIE DE LA BOUE ROUGE.....	37
3.1 CLASSIFICATION DES FLUIDES PARTICULAIRES .....	37
3.2 RHÉOLOGIE DES FLUIDES PARTICULAIRES À L'ÉTAT DE SUSPENSION .....	39
3.2.1 La déformation et la vitesse de cisaillement .....	40
3.2.2 La viscosité.....	42
3.2.3 Le comportement rhéologique des fluides particuliers.....	43
3.2.3.1 <i>Le comportement indépendant du temps</i> .....	43
3.2.4 La compressibilité des fluides particuliers .....	50
3.2.4.1 <i>Le point de gel</i> .....	51

3.2.4.2	<i>Le seuil de cisaillement en compression</i>	52
3.3	RHÉOLOGIE DES FLUIDES PARTICULAIRES À L'ÉTAT DE PÂTE	53
3.4	RHÉOLOGIE DES FLUIDES PARTICULAIRES À L'ÉTAT DE GÂTEAU	54
3.4.1	La résistance au cisaillement des sols	55
3.4.1.1	<i>Les contraintes normales sur un plan de cisaillement</i>	55
3.4.1.2	<i>Les contraintes à la rupture</i>	58
3.4.1.3	<i>La résistance au cisaillement non drainé</i>	59
3.4.1.4	<i>Le coefficient de frottement</i>	61
CHAPITRE 4: SÉPARATION SOLIDE-LIQUIDE ET FILTRATION SOUS		
PRESSION		62
4.1	MÉTHODES DE SÉPARATION SOLIDE-LIQUIDE	62
4.1.1	La sédimentation	64
4.1.2	La décantation	65
4.1.3	La centrifugation	67
4.1.3.1	<i>Les hydrocyclones</i>	67
4.1.3.2	<i>Les centrifugeuses</i>	68
4.2	FILTRATION	68
4.2.1	La filtration tangentielle	69
4.2.1.1	<i>La filtration à lit profond</i>	70
4.2.1.2	<i>La filtration sur gâteau</i>	71
4.3	FILTRATION SOUS PRESSION	72
4.3.1	Les équations de la filtration	74
4.3.1.1	<i>La loi de Darcy modifiée</i>	74

4.3.1.2	<i>La filtration radiale</i> .....	78
4.3.1.3	<i>Les gâteaux compressibles et incompressibles</i> .....	80
4.3.1.4	<i>La filtration à pression constante</i> .....	81
4.3.1.4.1	<i>La résistance du gâteau</i> .....	82
4.3.1.4.2	<i>La résistance du filtre</i> .....	84
4.3.1.5	<i>La filtration à débit constant</i> .....	85
4.3.2	<i>Les paramètres influençant le taux de filtration</i> .....	86
4.4	<b>ÉQUIPEMENTS DE FILTRATION</b> .....	87
4.4.1	<i>Les équipements de filtration sous pression</i> .....	88
4.4.1.1	<i>Les filtres presses</i> .....	90
4.4.1.2	<i>Les filtres à cuves sous pression</i> .....	93
4.4.1.3	<i>Les filtres à cartouches</i> .....	95
4.4.1.4	<i>Les filtres à compression</i> .....	95
4.4.1.5	<i>Les presses à vis</i> .....	96
4.5	<b>FILTRATION DE LA BOUE ROUGE DANS L'INDUSTRIE</b> .....	97
	<b>CHAPITRE 5: THÉORIE DES PRESSES À VIS</b> .....	99
5.1	<b>GÉOMÉTRIE DES PRESSES À VIS</b> .....	100
5.1.1	<i>Les types de filtres</i> .....	100
5.1.1.1	<i>Les filtres cylindriques métalliques avec perforations</i> .....	101
5.1.1.2	<i>Les filtres composés de disques fixes</i> .....	102
5.1.1.3	<i>Les filtres de disques mobiles (auto-nettoyants)</i> .....	103
5.1.2	<i>Les types de vis</i> .....	104
5.1.2.2	<i>Les vis avec arbre grossissant</i> .....	105

5.1.2.3	<i>Les vis à pas rétrécissant</i> .....	106
5.1.3	La zone tampon et la sortie de la presse à vis.....	106
5.2	PARAMÈTRES D'OPÉRATION ET VARIABLES DU PROCÉDÉ .....	108
5.2.1	La pression d'opération .....	108
5.2.2	La vitesse de rotation de la vis .....	109
5.2.3	Le débit d'alimentation .....	109
5.2.4	Le moment de couple .....	110
5.2.5	La fraction solide à l'alimentation.....	111
5.2.6	La fraction solide à la sortie .....	111
5.3	TRANSPORT DANS LES VIS .....	112
5.3.1	Les forces agissant sur la vis .....	117
5.4	MODÈLE D'ASSÈCHEMENT DANS LES PRESSES À VIS .....	119
5.4.1	La zone de filtration.....	120
5.4.2	La zone de consolidation.....	120
5.4.2.1	<i>L'augmentation de la pression dans la zone de consolidation</i> .....	121
5.4.2.2	<i>La compression du gâteau</i> .....	122
5.5	ORIGINALITÉ DE LA PRESSE À VIS DÉVELOPPÉE.....	123
CHAPITRE 6: MÉTHODOLOGIE EXPÉRIMENTALE.....		125
6.1	MODÈLE MATHÉMATIQUE .....	126
6.1.1	Les mécanismes de compaction dans la presse à vis.....	127
6.1.2	Les hypothèses du modèle.....	130
6.1.3	Les équations du modèle mathématique.....	130
6.2	PRESSES À VIS DÉVELOPPÉES .....	135

6.2.1 La presse à vis HSF-Génération 1 .....	135
6.2.1.1 <i>La vis</i> .....	136
6.2.1.2 <i>Le filtre</i> .....	137
6.2.1.3 <i>La section de sortie</i> .....	138
6.2.2 La presse à vis HSF-Génération 2 .....	139
6.2.2.1 <i>La vis</i> .....	139
6.2.2.2 <i>Le filtre</i> .....	140
6.2.2.3 <i>La section de sortie</i> .....	141
6.2.3 La presse à vis pilote .....	142
6.2.3.1 <i>La vis</i> .....	143
6.2.3.2 <i>Le filtre</i> .....	143
6.2.3.3 <i>La section de sortie</i> .....	144
6.3 MONTAGES EXPÉRIMENTAUX DES PRESSES À VIS .....	144
6.3.1 Le montage expérimental au laboratoire Jean Doucet (UQAC) .....	145
6.3.2 Le montage pilote à l'usine Vaudreuil .....	146
6.4 PROTOCOLES EXPÉRIMENTAUX .....	147
6.4.1 Le protocole pour les presses à vis à échelle laboratoire (HSF Génération 1 et 2).....	148
6.4.2 Le protocole pour la presse à vis pilote .....	149
6.5 VARIABLES DU PROCÉDÉ .....	149
6.5.1 La fraction solide à l'alimentation.....	149
6.5.2 La viscosité du filtrat .....	150
6.5.3 La filtrabilité de la suspension .....	150

6.6 PARAMÈTRES EXPÉRIMENTAUX .....	151
6.6.1 La surface de filtration.....	151
6.6.2 La densité de fentes du filtre .....	152
6.6.3 La force de serrage du filtre.....	152
6.6.4 La rugosité et la chimie de surface des disques.....	154
6.6.5 La pression d'alimentation .....	154
6.6.6 La vitesse de rotation de la vis .....	155
6.7 MESURES .....	155
6.7.1 Les débits.....	155
6.7.2 La pression .....	156
6.7.3 Le moment de couple .....	156
6.8 ERREURS SUR LES MESURES .....	157
6.9 MONTAGE EXPÉRIMENTAL POUR LA CARACTÉRISATION DU FILTRE ET DE LA SUSPENSION.....	158
6.9.1 La filtration à pression constante unique.....	160
6.9.2 La filtration avec déplacement constant.....	161
6.9.3 La filtration avec déplacement constant et vitesse axiale de la suspension.....	162
6.10 TESTS DE COMPRESSION SIMPLE POUR LA CARACTÉRISATION DU GÂTEAU À HAUTE FRACTION SOLIDE.....	163
CHAPITRE 7: RÉSULTATS ET DISCUSSION.....	166
7.1 FONCTIONNEMENT DU MODÈLE MATHÉMATIQUE.....	166
7.2 VALIDATION EXPÉRIMENTALE DU MODÈLE .....	168

7.3 RÉSULTATS DES PRESSES À VIS EXPÉRIMENTALES .....	172
7.3.1 La surface de filtration.....	173
7.3.2 Le différentiel de pression.....	175
7.3.3 La viscosité du filtrat.....	176
7.3.4. La résistance du filtre .....	177
7.3.5 La résistance du gâteau permanent.....	181
7.3.6 La résistance spécifique à la filtration de la boue rouge .....	183
7.4 RÉSULTATS DU MODÈLE MATHÉMATIQUE .....	184
7.4.1 L'effet des paramètres sur le taux de filtration selon le modèle mathématique .....	184
7.4.1.1 <i>La résistance du filtre</i> .....	185
7.4.1.2 <i>La résistance des gâteaux permanent et transitoire</i> .....	188
7.4.1.3 <i>Le différentiel de pression appliqué</i> .....	189
7.4.1.4 <i>Le temps de filtration</i> .....	191
7.4.1.5 <i>La viscosité du filtrat</i> .....	192
7.4.1.6 <i>La fraction solide massique à l'alimentation</i> .....	195
7.4.1.7 <i>L'aire du filtre</i> .....	196
7.4.2 Les calculs du modèle mathématique appliqués aux tests à échelle laboratoire .....	197
7.5 CALCUL DE PERFORMANCE POUR LA PRESSE À VIS PILOTE .....	201
7.6 RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX DE LA VIS PILOTE .....	204
7.6.1 Le diagnostic du filtre.....	205
7.6.1.1 <i>L'élimination du colmatage dû à l'infiltration de boue rouge</i> .....	207

7.6.1.2 <i>L'élimination du colmatage dû aux arrêts</i> .....	210
7.6.2 Le transport du gâteau .....	212
7.6.2.1 <i>L'analyse de l'efficacité du transport</i> .....	214
CHAPITRE 8: CONCLUSION.....	219

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1. Composition chimique typique de la boue rouge .....	25
Tableau 2. Composition minéralogique typique de la boue .....	26
Tableau 3. Comparaison entre deux tests à l'eau pour mesurer la perméabilité du gâteau permanent dans la presse à vis pilote.....	182
Tableau 4. Données d'opération de trois essais expérimentaux versus les calculs du modèle mathématique.....	200
Tableau 5. Mesures de rugosité des deux surfaces de filtres sélectionnées .....	209

## LISTE DES FIGURES

Figure 1 Schéma du procédé Bayer .....	4
Figure 2. Exemple de site de disposition par lagunage en Irlande .....	33
Figure 3. «Mud farming» sur un site de disposition de boue rouge .....	34
Figure 4. État des fluides particuliers selon leur concentration solide.....	38
Figure 5. Écoulement d'un fluide entre deux plaques.....	41
Figure 6. Rhéogrammes de différents types de fluides particuliers.....	44
Figure 7. Rhéogramme d'un fluide rhéofluidifiant avec retard comme la boue rouge .....	45
Figure 8. Effet de la thixotropie et de la rhéopexie sur la contrainte de cisaillement.....	48
Figure 9. Rhéogramme d'un fluide thixotropique avec une hystérèse .....	49
Figure 10. Percolation d'un fluide au travers d'un réseau de particules solides .....	51
Figure 11. Contraintes en équilibre sur un élément de gâteau.....	56
Figure 12. Plan de cisaillement d'un élément de sol.....	56
Figure 13. Cercle de Mohr.....	58
Figure 14. Plages de fraction solide d'alimentation et de sortie pour des équipements industriels de séparation solide-liquide .....	63
Figure 15. Schéma des phases de sédimentation en test du cylindre.....	65
Figure 16. Schéma d'écoulement d'un décanteur.....	66
Figure 17. Schéma d'une filtration tangentielle .....	70

Figure 18. Schéma d'une filtration à lit profond .....	71
Figure 19. Filtration sur gâteau.....	72
Figure 20. Évolution d'une filtration sous pression dans le temps.....	74
Figure 21. Courbes de filtration $t/V$ vs $V$ pour les essais sur la boue rouge avec la méthode à pression unique.....	83
Figure 22. Paramètres et facteurs influençant la filtration.....	87
Figure 23. Schématisation du principe d'un filtre presse .....	90
Figure 24. Filtre presse horizontal KMEC engineering.....	92
Figure 25. Filtre presse vertical Huzhou Hehui Machinery Co. ....	93
Figure 26. Filtre à bougie.....	94
Figure 27. Filtre presse pour la filtration de la boue rouge à l'usine de Gardanne en France .....	98
Figure 28. Filtre cylindrique perforé.....	101
Figure 29. Exemple de filtre avec disques métalliques fixes.....	103
Figure 30. Filtre composé de disques fixes et mobiles .....	104
Figure 31. Composantes d'une vis .....	104
Figure 32. Exemple de vis à l'arbre grossissant .....	105
Figure 33. Exemple de vis à pas rétrécissant .....	106
Figure 34. Trajectoire d'une particule de matériel se déplaçant librement dans le pas.....	113

Figure 35. Diagrammes du déplacement du matériel près de l'arbre de la vis et près de l'extérieur du filet .....	114
Figure 36. Diagramme de déplacement à un rayon moyen .....	116
Figure 37. Identification des forces agissant sur : (a) la surface du filtre entourant la vis; (b) sur l'arbre .....	118
Figure 38. Identification des forces agissant sur: (a) la face arrière du filet; (b) la face avant du filet .....	119
Figure 39. Schéma des modes d'assèchement dans une presse à vis selon notre modèle...	128
Figure 40. Résistances à la filtration dans une presse à vis selon notre modèle.....	128
Figure 41. Vis du HSF-Génération 1 .....	136
Figure 42. Filtre du HSF-Génération 1 .....	138
Figure 43. Sortie de la presse à vis HSF-Génération 1 .....	139
Figure 44. Vis du HSF-Génération 2 .....	140
Figure 45. Section filtrante du HSF-Génération 2 .....	141
Figure 46. Schéma du pointeau à la sortie de la presse à vis HSF-Génération 2 .....	142
Figure 47. Schéma du montage expérimental.....	146
Figure 48. Schéma du montage pilote HSF-Génération 3 .....	147
Figure 49. Schéma de la force de serrage d'un écrou.....	153
Figure 50. Photo du montage pour caractériser la filtrabilité de la boue rouge.....	159
Figure 51. Presse hydraulique MTS-810 .....	160

Figure 52. Test de compression simple sur un échantillon de boue rouge compacté.....	164
Figure 53. Suspension à l'entrée du filtre au début de la zone de filtration (à gauche) et boue à haute fraction solide dans la zone de consolidation à la sortie du filtre (à droite) comparativement au schéma des modes d'assèchement dans une presse à vis (en bas) .....	169
Figure 54. Schéma de la variation de la fraction solide dans les pas dans la zone de filtration .....	170
Figure 55. Graphique de la fraction solide moyenne mesurée dans chaque pas de la vis dans le filtre .....	171
Figure 56. Comparaison des débits d'alimentation et de la fraction solide à la sortie de la vis en fonction de la surface du filtre pour une pression d'alimentation de 5.9-6.2 MPa .....	175
Figure 57. Débit de filtrat en fonction de la pression entre disques due au serrage du filtre .....	178
Figure 58. Fraction solide à la sortie de la presse à vis en fonction du temps d'opération pour des essais avec des disques d'acier standard et des disques d'acier oxydés .....	180
Figure 59. Mesures de la résistance spécifique massique de la boue rouge obtenues expérimentalement en fonction de la fraction solide massique.....	183
Figure 60. Capacité de traitement d'une presse à vis en fonction de la résistance du filtre	186

Figure 61. Graphique de la longueur de la zone de consolidation et de la fraction solide massique du gâteau à la sortie de la presse à vis en fonction de la résistance du filtre .....	187
Figure 62. Effet de l'augmentation des trois résistances à la filtration (filtre, gâteau permanent et gâteau transitoire) sur la capacité de traitement d'une presse à vis .....	189
Figure 63. Graphique de la capacité de traitement d'une presse à vis et de la fraction massique du gâteau à la sortie en fonction du différentiel de pression appliqué .....	190
Figure 64. Graphique de la capacité de traitement d'une presse à vis en fonction de la vitesse de rotation de la vis .....	191
Figure 65. Graphique de la capacité de traitement d'une presse à vis en fonction de la viscosité du filtrat .....	193
Figure 66. Graphique de la capacité de traitement d'une presse à vis en fonction de la viscosité du filtrat .....	194
Figure 67. Graphique de la capacité de traitement d'une presse à vis en fonction de la fraction massique de la boue à l'alimentation .....	195
Figure 68. Graphique de la capacité de traitement d'une presse à vis en fonction de la longueur du filtre .....	197
Figure 69. Débit d'alimentation pouvant être traité par la vis pilote en fonction de la pression d'alimentation .....	202
Figure 70. Capacité de la vis pilote en fonction de la résistance du gâteau permanent.....	203

Figure 71. Capacité de la presse à vis pilote en fonction de la vitesse de rotation de la vis .....	204
Figure 72. Analyse MEB de la surface d'un disque de la presse à vis pilote .....	206
Figure 73. Profil de rugosité de la surface des disques de la presse à vis pilote (en haut) et du nouveau revêtement (en bas).....	208
Figure 74. Résistance du filtre en fonction du nombre de tests effectués pour les deux profils de rugosité .....	210
Figure 75. Augmentation de la résistance du filtre entre deux essais en fonction des méthodes d'arrosage pendant les arrêts entre les essais.....	212
Figure 76. Photo du gâteau de boue compactée dans la section de sortie de la vis démontée après la seconde série de tests avec la presse à vis pilote .....	213
Figure 77. Seuil de cisaillement non-drainé de la boue rouge en fonction de la fraction solide du gâteau .....	214
Figure 78. Augmentation du moment de couple sur la vis en fonction de la fraction solide massique du gâteau à la sortie pour un test avec la presse à vis à échelle laboratoire de 1.7 m.....	215

## NOMENCLATURE

### Romain

A	Aire (m <sup>2</sup> )
b	Ordonnée à l'origine de la droite $t/V_f$ en fonction de $V_f$
c	Force de cohésion du matériel (Pa)
Calim	Concentration solide à l'alimentation (g/L)
Cf	Concentration solide du filtrat (g/L)
Cs	Concentration solide du gâteau (g/L)
Csortie	Concentration solide à la sortie de la vis (g/L)
ec	Épaisseur de gâteau sur la paroi du filtre (m)
ef	Épaisseur du filet de la vis (m)
D	Diamètre interne du filtre (m)
Da	Diamètre de l'arbre de la vis (m)
De	Diamètre écrou (mm)
Dv	Diamètre des filets de la vis (m)
F	Force (N)
Fb	Force exercée par un boulon (N)
Fc	Résistance résultante à l'interface matériel/arbre (N)
Fca	Résistance axiale à l'interface matériel/arbre (N)
Fct	Résistance tangentielle à l'interface matériel/arbre (N)
Fd	Résistance résultante à l'interface matériel/devant du filet (N)
Fda	Résistance axiale à l'interface matériel/devant du filet (N)
Fdt	Résistance tangentielle à l'interface matériel/devant du filet (N)
Ff	Résistance résultante à l'interface matériel/arrière du filet (N)
Ffa	Résistance axiale à l'interface matériel/arrière du filet (N)
Fft	Résistance tangentielle à l'interface matériel/arrière du filet (N)
Fmax	Force maximale (N)
Fg	Force gravitationnelle (N)
Fs	Résistance résultante à l'interface matériel/filtre (N)

$F_{sa}$	Résistance axiale à l'interface matériel/filtre (N)
$F_{st}$	Résistance tangentielle à l'interface matériel/filtre (N)
$f$	Coefficient de frottement
$h$	Hauteur du filet (m)
$K$	Constante empirique
$K_T$	Coefficient du couple
$k$	Perméabilité traditionnelle de Darcy ( $m^2$ )
$L$	Épaisseur du milieu perméable (m)
$L_a$	Longueur axiale du déplacement du matériel (m)
$L_m$	Longueur du déplacement du matériel tangentiellement à l'axe de la vis au rayon moyen (m)
$L_{tc}$	Longueur du déplacement du matériel tangentiellement à l'axe de la vis où l'arbre de la vis (m)
$L_{to}$	Longueur du déplacement du matériel tangentiellement à l'axe de la vis à l'extrémité du filet (m)
$l$	Longueur du filtre (m)
$l_p$	Longueur d'un pas de la vis (m)
$l_t$	Longueur de la zone tampon (m)
$l_z$	Longueur de la zone de consolidation (m)
$m$	Masse de solide (kg)
$m_c$	Masse de gâteau (kg)
$m_{c \text{ sec}}$	Masse de gâteau sec (kg)
$N_{RE}$	Nombre de Reynold
$n$	Constante empirique
$\Delta P$	Pression, perte de charge (Pa)
$P_{atm}$	Pression atmosphérique (Pa)
$P_{max}$	Pression maximale atteinte avant rupture du matériel (Pa)
$P_L$	Pression à la fin de la zone de consolidation (Pa)
$P_0$	Pression au début de la zone de consolidation (Pa)
$P_y(\varphi)$	Seuil de cisaillement en compression (Pa)
$Q$	Débit de filtrat ( $m^3/s$ )
$Q_{boue}$	Débit à la sortie de la presse à vis ( $m^3/s$ )
$R_a$	Hauteur arithmétique des pics ( $\mu m$ )

$R_c$	Rayon de l'arbre de la vis (m)
$R_f$	Rayon interne du filtre (m)
$R_o$	Rayon de la vis à son extrémité (m)
$R_t$	Différence entre le point le plus haut et le point le plus bas d'une surface ( $\mu\text{m}$ )
$R_{sm}$	Distance moyenne entre deux pics consécutifs ( $\mu\text{m}$ )
$R(\varphi)$	Vitesse de sédimentation retardée (m/s)
$r_c$	Résistance du gâteau transitoire ( $\text{m}^{-1}$ )
$r_{cp}$	Résistance du gâteau permanent ( $\text{m}^{-1}$ )
$r_f$	Résistance du filtre ( $\text{m}^{-1}$ )
$S$	Surface du filtre ( $\text{m}^2$ )
$S_f$	Surface disponible pour la filtration ( $\text{m}^2$ )
$S_p$	Surface filtrante d'un pas ( $\text{m}^2$ )
$S_u$	Seuil de cisaillement non-drainé (Pa)
$S_0$	Surface initiale du filtre ( $\text{m}^2$ )
$T$	Point d'équilibre entre la contrainte de cisaillement et la contrainte normale
$T_s$	Couple de serrage ( $\text{N}\cdot\text{m}$ )
$t$	Temps (s)
$t_0$	Temps initial (s)
$u$	Vitesse (m/s)
$v_r$	Vitesse de rotation de la vis (m/s)
$v_a$	Vitesse absolue du matériel (m/s)
$v_t$	Vitesse du matériel tangentielle à l'axe de la vis (m/s)
$v_i$	Vitesse du matériel dans l'axe de la vis (m/s)
$V$	Volume ( $\text{m}^3$ )
$V_{alim}$	Volume à l'alimentation ( $\text{m}^3$ )
$V_c$	Volume de gâteau ( $\text{m}^3$ )
$V_f$	Volume de filtrat ( $\text{m}^3$ )
$V_{f0}$	Volume de filtrat au temps initial ( $\text{m}^3$ )
$V_p$	Volume d'un pas de vis ( $\text{m}^3$ )
$V_s$	Volume de solide ( $\text{m}^3$ )

$V_{\text{sortie}}$	Volume à la sortie ( $\text{m}^3$ )
$V_0$	Volume initial de suspension ( $\text{m}^3$ )
$y$	Distance (m)
$w$	Masse de gâteau accumulé par surface du filtre ( $\text{kg}/\text{m}^2$ )
$\%p/p_{\text{sortie}}$	Fraction solide massique du gâteau à la sortie de la presse à vis (%)
$\%v/v$	Fraction solide volumique de la boue rouge
$\Delta m$	Bilan de masse

### Grecque

$\alpha$	Angle du plan de cisaillement ( $^\circ$ )
$\alpha_r$	Résistance spécifique à la filtration (m/kg)
$\alpha_{\text{moy}}$	Résistance spécifique massique moyenne du gâteau (m/kg)
$\beta$	Ratio de la résistance au cisaillement boue-acier sur la résistance boue-boue (-)
$\beta_c$	Compressibilité ( $\text{Pa}^{-1}$ )
$\eta_v$	Efficacité volumique du pas
$\gamma$	Déformation de cisaillement ( $\text{s}^{-1}$ )
$\dot{\gamma}$	Taux de cisaillement ( $\text{s}^{-1}$ )
$\mu$	Viscosité dynamique du liquide ( $\text{Pa}\cdot\text{s}$ )
$\mu_a$	Coefficient de frottement sur l'arbre
$\mu_f$	Coefficient de frottement
$\mu_s$	Viscosité du matériel dans la zone tampon
$\mu_v$	Coefficient de frottement sur le filet de la vis
$\mu_\infty$	Viscosité plastique ( $\text{Pa}\cdot\text{s}$ )
$\lambda$	Angle entre la vitesse absolue du matériel et la direction tangentielle à l'axe de la vis
$\lambda_c$	Angle entre la vitesse absolue du matériel et la direction tangentielle à l'axe de la vis ( $^\circ$ )

$\lambda_o$	Angle entre la vitesse absolue du matériel et la direction tangentielle à l'axe de la vis à l'extrémité du filet (°)
$\lambda_m$	Angle entre la vitesse absolue du matériel et la direction tangentielle à l'axe de la vis au rayon moyen (°)
$\lambda_s$	Ratio entre la contrainte normale et la contrainte axiale d'un élément de matériel glissant sur la surface du filtre (°)
$\varphi_0$	Fraction solide volumique initiale
$\varphi_a$	Angle moyen du filet de la vis (°)
$\varphi_c$	Fraction solide volumique du gâteau
$\varphi_g$	Fraction solide volumique au point de gel
$\phi$	Angle de frottement interne de la boue (°)
$\phi_v$	Angle de frottement de la boue sur le filet de la vis (°)
$\rho_{boue}$	Masse volumique de la boue (kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_l$	Masse volumique du liquide (kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_{sol}$	Masse volumique du solide (kg/m <sup>3</sup> )
$\sigma_1$	Contrainte verticale (Pa)
$\sigma_{2,3}$	Contraintes horizontales (Pa)
$\sigma_{1rupt}$	Contrainte verticale majeure à la rupture (Pa)
$\sigma_{3rupt}$	Contrainte mineure à la rupture (Pa)
$\sigma_n$	Contrainte normale (Pa)
$\sigma_{nrupt}$	Contrainte normale à la rupture (Pa)
$\sigma_v$	Contrainte axiale (Pa)
$\theta$	Angle du filet de la vis (°)
$\theta_c$	Angle du filet où l'arbre de la vis (°)
$\theta_o$	Angle du filet à son extrémité (°)
$\theta_m$	Angle du filet au rayon moyen (°)
$\tau$	Contrainte de cisaillement (Pa)
$\tau_c$	Contrainte de cisaillement sur la surface du filtre (Pa)
$\tau_{rupture}$	Contrainte de cisaillement maximale avant rupture du matériel (Pa)
$\tau_s$	Seuil de cisaillement (Pa)
$\tau_y$	Constante empirique

## REMERCIEMENTS

Je remercie André Leclerc, professeur à l'UQAC et directeur de ce projet de doctorat, pour son aide, sa capacité à bien expliquer des phénomènes complexes et ses encouragements. Merci également à Guy Simard, co-directeur du projet de recherche et coordonnateur du partenariat RT-UQAC, pour son encadrement, son dévouement, son enthousiasme pour la science et pour m'avoir poussée à devenir meilleure.

Merci aussi à toute l'équipe de l'UQAC travaillant pour le partenariat en matières premières et spécialement à Éric Lemay, technicien en génie chimique pour sa grande contribution aux essais expérimentaux et son expertise. Merci aussi à Pascal Vandal, qui a pris en charge une grande partie du développement mécanique du projet en tant que technicien en génie mécanique à l'UQAC. Étant aussi mon conjoint, il a participé grandement à l'aboutissement de la rédaction de cette thèse par son exemple de persévérance et de passion pour son travail. Merci aussi à mes collègues et amis, Myriam Auclair-Gilbert et Simon Gravel sans qui mes études doctorales n'auraient pas été aussi amusantes.

Je tiens à remercier également la société Rio Tinto Alcan (RTA) 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 Alain Boivin, qui a été le principal responsable du présent projet pour son appui et sa disponibilité. Merci également au Conseil de Recherches en Sciences Naturelles et en Génie (CRSNG) et au Fond de Recherche du Québec – Nature et Technologies (FQRNT) pour leur soutien financier sous forme de bourse BMP innovation en milieu pratique.

Finalement, un grand merci à ma famille et spécialement ma mère, sans qui la vie ne serait pas la même.

## DÉDICACES

À Pascal, qui sera un excellent ingénieur,

À Elliott et Héloïse, qui me rappelle chaque jour ce qui est important.

«Dans la vie, rien n'est à craindre, tout est à comprendre.»

*Marie Curie*

## CHAPITRE 1

### INTRODUCTION

L'aluminium est un métal qui se démarque par ses multiples qualités. Il est léger, solide, non corrosif et recyclable. Ces qualités en font un matériel industriel très utilisé dans diverses industries, comme l'aéronautique, les transports, l'emballage et la construction. Pour répondre à la forte demande, la production mondiale d'aluminium métallique s'est élevée à 49,3 millions de tonnes en 2014 et la production mondiale de bauxite a atteint 234 millions de tonnes (Bray 2015). L'aluminium est le métal le plus abondant de l'écorce terrestre et il représente en moyenne 8 % de la masse des matériaux de la surface solide de la Terre. Comme il est trop réactif pour exister à l'état pur en milieu naturel, il est retrouvé sous forme combinée dans différents minéraux. La bauxite est le principal minerai dans lequel il est retrouvé. Il y est présent sous forme d'oxyde hydraté appelée alumine. L'alumine est surtout utilisée dans le procédé Hall-Héroux qui fait l'électrolyse de l'aluminium. Ce procédé nécessite une grande quantité d'électricité et de l'alumine. Plus de 95% de l'alumine produite mondialement est extraite de la bauxite par le procédé Bayer (voir Figure 1), qui a été inventé par Karl-Joseph Bayer en 1887. Le procédé Bayer est composé de quatre étapes. La première étape est la digestion. Celle-ci consiste à mélanger la bauxite qui a été préalablement broyée en petites particules de moins de 20 mm à une solution de soude caustique (NaOH), appelée liqueur Bayer. Ce mélange est ensuite dirigé vers des autoclaves à l'intérieur desquels la

gibbsite ( $\text{Al}(\text{OH})_3$ ) et/ou la bohemite ( $\gamma\text{-AlOOH}$ ) contenues dans la bauxite sont solubilisées dans la liqueur Bayer à température et pression élevées. La gibbsite et la bohemite se retrouvent dans la liqueur bayer sous forme d'aluminate ( $\text{Al}(\text{OH})_4^-$ ) alors que les autres minéraux contenus dans la bauxite ne sont peu ou pas dissous. La liqueur se concentre alors en aluminate dissout. À la sortie des autoclaves, la pulpe d'extraction est composée de liqueur riche en aluminate en solution et de résidus solides de bauxite. Cette pulpe est ensuite refroidie dans une série de condensateurs avant d'être acheminée vers la seconde étape du procédé, la clarification.

À l'étape de clarification, la pulpe d'extraction contenant l'aluminate dissout est séparée des résidus solides de bauxite, composés principalement d'oxydes de fer, de titane, de calcium et de silice (Hind et al. 1999). Ces résidus sont appelés boue rouge en raison de leur couleur qui provient de la grande quantité d'oxydes de fer qu'ils contiennent. Ils sont composés de particules en suspension dans la liqueur Bayer se situant entre 1 et 10 microns (Boivin 2004). La séparation solide-liquide à cette étape se fait par décantation sous l'effet de la gravité à l'intérieur de décanteurs. Les décanteurs sont de grands réservoirs cylindriques pouvant atteindre plusieurs mètres de diamètre. Dans le processus de décantation sous gravité, la liqueur clarifiée s'écoule par une surverse dans la partie supérieure du décanteur alors que la boue rouge sédimentée est évacuée à la sousverse vers le bas du réservoir. La séparation entre la boue et la liqueur Bayer est accélérée par l'ajout d'agents flocculants, qui ont pour effet d'agglomérer les particules de boue rouge entre elles pour former des floccs. L'avantage des floccs est qu'ils ont une vitesse de sédimentation plus élevée. L'accumulation des couches successives de floccs dans la partie inférieure du décanteur forme la boue. Le compactage et le transport de la boue dans les décanteurs sont accélérés par l'action de

grandes structures rotatives, appelées râtaux. La boue sédimentée est ensuite lavée avant d'être acheminée aux sites de disposition. Le processus de lavage de la boue comprend plusieurs décanteurs en série dans lesquels la boue circule à contre-courant de la liqueur.

La liqueur surnageante contenant l'aluminate en solution obtenue après l'étape de clarification est ensuite filtrée afin de retirer les très fines matières solides résiduelles. Ensuite elle est refroidie et mélangée à une amorce d'hydrate solide, ce qui marque le début de la troisième étape du procédé Bayer, la précipitation. L'amorce permet à l'hydrate d'alumine ( $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ ) de précipiter sous forme de cristaux qui sont ensuite séparés par taille dans une série de classificateurs. Les plus gros cristaux sont envoyés directement à la prochaine étape alors que les plus petits sont retournés en amont dans le circuit pour servir d'amorce.

Les cristaux d'hydrate d'alumine obtenus à la précipitation sont ensuite filtrés et prêts pour la calcination, qui constitue la dernière étape du procédé. Cette étape permet de retirer les molécules d'eau contenues dans les cristaux en chauffant à de très hautes températures dépassant  $1100^\circ\text{C}$  (RTA 2016). C'est alors que l'alumine ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) est obtenue sous forme d'une fine poudre blanche.

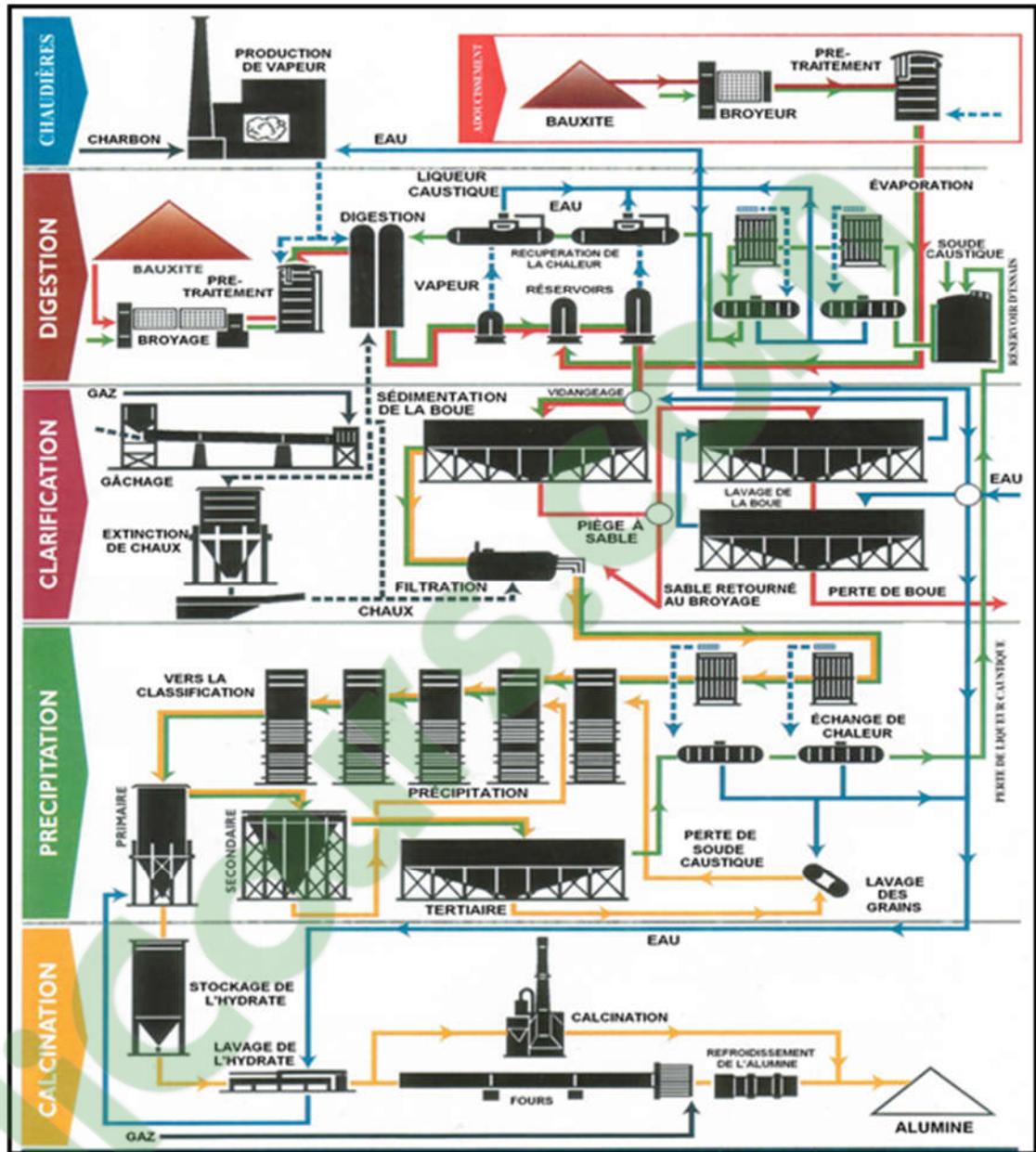


Figure 1 Schéma du procédé Bayer (Queensland Alumina 2002)

## 1.1. PROBLÉMATIQUE

Le procédé Bayer engendre une grande quantité de résidus de bauxite. En effet, pour produire 1 tonne d'alumine, le procédé Bayer produit en moyenne entre 0.7 à 2 tonnes de résidus (World Aluminium 2013). En fait, depuis son commencement, l'extraction de l'alumine par le procédé Bayer a produit plus de 2,7 milliards de tonnes de boue rouge à travers le monde (Power et al. 2011). À cette quantité, environ 120 millions de tonnes par an de boues rouges supplémentaires sont produites. Il y a donc une énorme quantité de résidus de bauxite générés qui doit être géré et entreposé dans des sites de disposition. Ces derniers ont une capacité maximale et donc une durée de vie. Les volumes de résidus rejetés ainsi que la gestion et la longévité des sites de disposition ont un impact environnemental important mais sont aussi un enjeu crucial pour la durée de vie des usines de production d'alumine. Une façon directe d'augmenter la longévité des sites de disposition est d'augmenter la fraction solide de la boue rouge jusqu'à 70 % p/p. Cela permet de réduire le volume de boue rejeté et de faciliter son empilement pour diminuer l'espace qu'elle occupe.

L'augmentation de la fraction solide des boues rouges n'a pas seulement des avantages pour les sites de disposition. La liqueur Bayer récupérée peut être retournée en amont dans le procédé, ce qui diminue les coûts associés aux pertes de caustique et d'alumine. De plus, la boue rouge à haute fraction solide a un potentiel de valorisation plus élevé. Par exemple, elle permet de construire des routes et des remblais à même les sites de disposition.

Présentement, à l'usine de Vaudreuil à Arvida, les derniers décanteurs du circuit de lavage permettent d'atteindre une siccité de la boue rouge d'environ 50 %p/p. Pour

augmenter la siccité rapidement au-delà de cette valeur, il est nécessaire d'ajouter une force supplémentaire à celle exercée par les râtaux. Les techniques présentement utilisées pour augmenter la fraction solide au-delà de celle produite par les décanteurs sont la centrifugation, la filtration sous vide et la filtration sous pression. La filtration sous pression est la technique qui permet d'atteindre les fractions solides les plus élevées et le plus rapidement. Par contre, c'est un procédé souvent en fournée et coûteux. Malgré les méthodes de séparation solide-liquide existantes pour compacter la boue rouge, l'industrie est toujours à la recherche d'un procédé simple, continu et relativement peu coûteux pour traiter les débits élevés des usines tout en produisant une siccité élevée.

À cette fin, une presse à vis pour le traitement de la boue rouge a été développée durant ce projet de recherche. Cet appareil combine les avantages d'un filtre presse pouvant traiter les fines particules sous pression et ceux d'une presse à vis qui permet le transport en continu du gâteau et le maintien d'un taux de filtration suffisant. En plus, cet appareil permet d'obtenir une boue rouge avec une siccité élevée. En utilisant une presse à vis à la suite des décanteurs, il serait possible d'augmenter la siccité de la boue de 50 à plus de 70 %p/p. Ce gain en siccité correspond à une baisse du volume de résidus rejetés d'au moins 25%. Bien que d'autres technologies disponibles permettent aussi de compacter la boue rouge jusqu'à 70 %p/p, la presse à vis comporte des avantages qui rendent son utilisation concurrentielle d'un point de vue opérationnel, logistique et financier. À notre connaissance, aucun modèle mathématique dans la littérature ne permet de décrire de manière satisfaisante la compaction de la boue rouge dans une presse à vis. L'élaboration d'un nouveau modèle est donc nécessaire.

## 1.2. OBJECTIFS

Le premier objectif de ce projet de recherche consiste à concevoir et développer une presse à vis permettant d'augmenter la siccité de la boue rouge jusqu'à plus de 70%p/p afin de diminuer la quantité de résidus acheminés aux sites de disposition, de faciliter leur empilement, d'augmenter leur perspective de valorisation et de minimiser la perte de liqueur caustique et d'alumine en solution. Le développement de la presse à vis est fait sous la forme d'une étude expérimentale sur les paramètres d'opération et de géométrie. Le but de cette étude est d'optimiser le gain de fraction solide obtenue de la boue rouge à la sortie et la capacité de traitement de l'appareil.

Le second objectif consiste à élaborer un modèle mathématique semi-empirique de la compaction de la boue à l'intérieur de la presse à vis. Ce modèle a pour but de décrire les mécanismes de compaction dans la presse à vis et de calculer la capacité de traitement en fonction de différents paramètres opérationnels et géométriques.

## 1.3. MÉTHODOLOGIE

L'étude de la compaction de la boue rouge au moyen d'une presse à vis est faite en deux volets : une étude expérimentale et une modélisation mathématique. Le modèle mathématique est stationnaire et unidimensionnel. Il utilise la loi de Darcy pour calculer la capacité filtrante de l'appareil en tenant compte de deux mécanismes de compaction dans l'appareil: la filtration et la consolidation. Un modèle original mathématique semi-empirique de la consolidation de la boue rouge dans une presse à vis a été élaboré. Il utilise aussi deux

relations empiriques pour calculer les propriétés rhéologiques de la boue rouge qui contrôlent sa compaction. Le modèle élaboré est valide pour le procédé à l'état d'équilibre et permet de calculer le rendement attendu pour différentes configurations géométriques et différents paramètres d'opération. L'impact sur la capacité filtrante et la compaction de : la pression d'alimentation, du débit d'alimentation, de la viscosité du filtrat, des caractéristiques rhéologiques de la boue rouge, de la perméabilité du filtre, du temps de résidence dans le filtre, du gradient de volume des pas de la vis, du diamètre de la vis et de la vitesse de rotation de la vis a été étudiés pour valider le modèle. De plus, pour l'élaboration des relations empiriques, la mesure de la résistance spécifique à la filtration de la boue rouge, de sa limite d'élasticité à la compression, de l'angle de frottement interne en fonction de différentes fractions solides, du coefficient de frottement entre la boue à haute fraction solide et l'acier ainsi que la viscosité de la liqueur Bayer a été effectuée.

Au cours du volet expérimental, trois presses à vis ont été testées. Deux presses à vis de longueurs différentes à l'échelle laboratoire et une presse à vis à l'échelle pilote. Les presses à vis à l'échelle laboratoire ont permis de faire la preuve de concept du procédé et d'étudier l'effet de différents paramètres opérationnels et géométriques. L'étude de la compaction de la boue rouge dans les presses à vis développées s'est faite principalement par la mesure de la fraction solide de la boue à l'entrée et à la sortie de la presse à vis, de la pression dans différentes zones des vis, du débit d'alimentation en boue, du débit de liqueur filtrée et du moment de couple sur la vis. Les résultats obtenus avec ces presses à vis ont permis de confirmer le modèle mathématique utilisé pour représenter les mécanismes de compaction dans une presse à vis pour le traitement de la boue rouge. Les montages expérimentaux à échelle laboratoire ont été opérés dans le laboratoire pilote Jean Doucet du

CURAL (Centre universitaire de recherche sur l'aluminium) où les installations et la matière première, provenant directement de l'usine Vaudreuil à Arvida, nécessaires à la réalisation de ce projet sont disponibles. Ce laboratoire est un laboratoire à l'échelle semi-industriel et ses infrastructures permettent de se rapprocher des conditions d'usine. Un montage pilote, installé à l'usine Vaudreuil, a ensuite été construit pour valider l'efficacité du procédé dans les conditions réelles d'usine et compléter l'étude sur l'effet des différents paramètres d'opération et de géométrie.

#### 1.4. TRAVAUX ANTÉRIEURS

L'augmentation de la fraction solide de la boue obtenue à la sortie des décanteurs est un enjeu d'actualité et les industries minières favorisent les projets de recherche s'y rapportant. Malgré tout l'engouement suscité par ces technologies, il existe peu de publications scientifiques sur le sujet. Il y a très peu de publications sur la filtration des résidus miniers pour l'obtention de hautes fractions solides et peu de mention de ces procédés dans les conférences (Davies 2011). Les résultats des recherches effectuées sont souvent gardés confidentiels dans le but d'obtenir un avantage concurrentiel. Les avancées technologiques se retrouvent majoritairement sous forme de brevets, de présentations pour la vente par les compagnies ou encore de publications internes. Il existe toutefois dans la littérature plusieurs études et modèles pour les presses à vis utilisées dans d'autres domaines, comme les pâtes et papier ou le traitement des boues usées, qui sont tout de même pertinentes pour le présent projet. Il existe aussi plusieurs études plus fondamentales sur l'augmentation de pression due au transport dans les vis, ainsi que sur la filtration et la consolidation des

suspensions. Cette section présente une revue des travaux sur la production de boue à haute siccité, les presses à vis, la filtration, la consolidation et le transport dans les vis. Bien que cette revue ne soit pas exhaustive, elle constitue un survol représentatif des travaux effectués reliés à la compaction de la boue rouge à l'aide d'une presse à vis.

#### 1.4.1. La production de boue à haute siccité

La production de boue à haute siccité pour réduire le volume de résidus rejetés aux sites de disposition est un enjeu pour les industries minières. Pour produire des gâteaux de fractions solides supérieures ou égales à 70 %p/p, différentes méthodes de séparation solide-liquide, comme la filtration sous vide, les décanteurs centrifuges, les filtres presses et les filtres hyperbares sont évaluées par les industries.

La compagnie ETI Aluminium a fait une étude sur l'efficacité de la filtration de ses résidus de bauxite avec des filtres presses, des filtres sous vide et des décanteurs centrifuges (Arslan et al. 2015). Les filtres presses ont obtenu les meilleurs résultats avec une production de gâteau d'environ 69 %p/p, tandis que les décanteurs centrifuges ont obtenu une fraction solide maximale insatisfaisante autour de 55 %p/p. Les filtres sous vide ont eu les pires résultats avec une fraction solide de 50 %p/p. Ces deux dernières technologies sont moins bien adaptées à la filtration de particules très fines, comme c'est le cas avec la boue rouge.

Il y a sur le marché les filtres presses qui permettent d'obtenir entre 67 et 70 %p/p (Avery et Wilson 2013), bien que d'autres références mentionnent des fractions solides de plus de 70 %p/p pour la boue rouge (European Aluminium 2015, Evans 2015). FLSmidth

propose cette technologie en remplacement des méthodes actuelles, comme les filtres sous vide. La compagnie conseille une étude en laboratoire pour les différents types de boue rouge et de résidus miniers, puisque leurs propriétés peuvent changer et influencer l'efficacité du procédé. Dépendamment du matériel à séparer, un gâteau solide jusqu'à 80 %p/p peut être atteint. Selon leur étude, la fraction solide maximale obtenue et le taux de filtration sont fonction de la pression appliquée. Les filtres presses appliquent un différentiel de pression d'environ 1.5 MPa, contrairement à la presse à vis du présent projet qui applique un différentiel de pression allant jusqu'à 8.3 MPa. De plus, dans le cas des filtres presses, le taux de filtration diminue tout au long du cycle de filtration qui dure une dizaine de minutes. L'avantage de l'utilisation d'une presse à vis est que le filtre est raclé par la vis à chaque tour, ce qui implique que le taux de filtration est régénéré à toutes les minutes environ. Cette caractéristique devrait permettre de traiter des débits plus grands et en continu plutôt qu'en fournée.

Les travaux sur les filtres hyperbares démontrent qu'ils peuvent produire un gâteau solide de 75 à 77 %p/p (Bánvölgyi et Huan 2009, European Aluminium 2015). Cette technique peut être utilisée en combinaison avec une étape de chauffage à la vapeur. Les filtres hyperbares appliquent un différentiel de pression entre 7 et 11 MPa.

Les presses à vis développées au cours du présent projet ont permis de produire un gâteau avec une siccité allant jusqu'à 76 %p/p avec de la boue rouge (Savard et al. 2012) et jusqu'à 78 % p/p dans le cas d'un autre matériel testé, le fluorure de calcium (Bouchard 2013). Ces résultats se comparent bien avec les résultats des technologies mentionnées précédemment.

#### 1.4.2 Les presses à vis

Plusieurs paramètres influençant la compaction à l'intérieur d'une presse à vis doivent être étudiés afin de maximiser la capacité de traitement et la siccité à la sortie. Des chercheurs se sont concentrés sur l'effet du type de matériel, de la concentration à l'alimentation, du débit d'alimentation, de la pression d'alimentation, de la vitesse de rotation de la vis, de la pression maintenue à la sortie et de la géométrie de la vis (Egenes et Helle 1992, Xu et Duffy 2001).

Chapuis et al ont étudié l'effet du débit de sortie de matériel sur l'efficacité de la filtration et ont démontré que l'efficacité diminue lorsque le débit augmente (Chapuis et al. 2014). Ils ont aussi démontré que la consommation d'énergie spécifique est liée à l'efficacité de séparation, donc plus la séparation est efficace, plus il y a d'énergie consommée.

L'effet de la température sur l'efficacité de la séparation solide-liquide dans une presse à vis pour l'extraction de l'huile d'amande a aussi été étudié (Martinez et al. 2013). L'étude a démontré que lorsque le matériel initial a un faible taux d'humidité, l'augmentation de la température de 20°C à 40°C augmente la quantité de filtrat recueilli. Par contre, lorsque le taux d'humidité de départ est au-delà de 8%, l'augmentation de la température n'a aucun effet. Dans le cas des boues rouges, l'augmentation de la température n'est pas envisagée puisqu'opérer une presse à vis à plus haute température implique une consommation d'énergie supplémentaire et complexifie le procédé.

Pour augmenter l'efficacité de la séparation solide-liquide, l'ajout de polymères est communément utilisé. Sparapany et Weibel ont montré que pour augmenter le taux de filtration d'une presse à vis traitant de la biomasse le dosage de polymère devait être augmenté (Sparapany et Weibel 1995).

L'effet d'un ajout de gaz sous pression dans une presse à vis a été étudié pour la filtration de graines oléagineuses avec ajout d'un gaz sous pression (Voges et al. 2008, Pietscha et Eggers 2011, Muller et Eggers 2014). Le gaz sous pression se solubilise dans l'huile et change ses propriétés physiques et son écoulement, ce qui augmente le taux de récupération d'huile. Le gaz utilisé est souvent du CO<sub>2</sub>. L'injection de gaz sous pression ne s'applique pas au présent projet.

Les modèles de filtration et de consolidation les plus cités dans la littérature sont ceux développés par Shirato (Shirato et al. 1970, Shirato et al. 1971, Shirato et al. 1986). Selon ces travaux, le gâteau croît graduellement dans la zone de filtration de la vis jusqu'à un point de transition où le gâteau formé se consolide. La corrélation entre les résultats expérimentaux et les modèles proposés est bonne.

La modélisation des modes d'assèchement pour une presse à vis dans l'industrie des pâtes et papier a fait l'objet des travaux de Egenes et Helle (Egenes et Helle 1995). Comme Shirato, ils décrivent la séparation solide-liquide dans une presse à vis comme la suite de deux étapes : une première étape de filtration du matériel et une deuxième de consolidation du matériel filtré.

La presse à vis est une technologie intéressante pour la production de gâteau à haute siccité puisque la vis permet de racler le filtre et d'assurer le transport en continu du gâteau. Les presses à vis sont utilisées depuis plus d'un siècle dans plusieurs domaines. Par contre,

une seule application de presse à vis pour le traitement de résidus miniers a été retrouvée dans la littérature (Absolon et Nieuwkerk 2014). Cette presse à vis a été opérée avec des résidus de charbon et des résidus provenant de l'extraction de métaux rares. Son opération n'est pas sous haute pression et ne permet pas d'atteindre un gâteau de 70 %p/p. Une fraction solide maximale de 62.4 %p/p a été obtenue avec les résidus des métaux rares qui ont un diamètre de particules à l'entrée de 80  $\mu\text{m}$ , soit plus de 20 fois supérieur aux particules de boue rouge. Son filtre n'est donc pas adapté au traitement des fines particules sous pression. Pour les résidus du charbon dont les particules sont plus fines, aucun résultat concluant n'a été obtenu. L'article ne présente que les résultats du procédé et aucun modèle mathématique décrivant la compaction dans la presse à vis n'est présenté.

En général, les fractions solides obtenues avec les presses à vis disponibles sur le marché sont très basses en comparaison de celles obtenues avec la presse à vis développée au cours de ce projet. Dans le domaine des eaux usées par exemple, les équipements vendus par H2FLOW compactent la suspension jusqu'à  $20 \pm 5$  %p/p (H2FLOW 2015). La compagnie PWTech, quant à elle, offre des presses à vis pouvant produire jusqu'à 45 %p/p, dépendamment du type de boue organique (PWTech 2014).

### 1.4.3 La filtration

Selon les modèles de compaction dans les presses à vis, le gâteau solide se forme en deux étapes successives. La première étape est une étape de filtration où se forme un gâteau et à la seconde étape le gâteau formé est consolidé. La théorie de la filtration est donc essentielle pour la compréhension de la première étape du procédé.

Les travaux de Darcy, d'abord décrits par Ruth et al. (Ruth et al. 1933) et développés ensuite par Tiller et par Shirato (Tiller et Shirato 1964, Shirato et al. 1983, Tiller et Yeh 1987) sont la base de la théorie de la filtration. Pour des gâteaux compressibles sous pression, comme c'est le cas d'un gâteau de boue rouge, les modèles élaborés par Shirato et par Tiller donnent des résultats similaires (Lee et Wand 2000). Ces modèles utilisent la perméabilité et la résistance spécifique à la filtration pour décrire la formation du gâteau. Pour la consolidation, ils utilisent un terme de pression solide.

Les recherches plus récentes posent le problème de la filtration d'un point de vue rhéologique en utilisant une vitesse de sédimentation retardée ( $R(\phi)$ ) pour décrire la formation du gâteau et un seuil de cisaillement en compression ( $P_y(\phi)$ ) pour décrire la consolidation. Cette approche prend en considération les propriétés du matériel comme la taille des particules, leur chimie de surface, la température, etc. Elle a été développée dans un premier temps par Buscall et White (Buscall et White 1987) et appliquée par plusieurs autres auteurs (Landman et al. 1991, Landman et White 1997, De Kretser et al. 2001, Usher 2002, De Kretser et al. 2005, Stickland et Buscall 2009). Ces auteurs se sont majoritairement penchés sur l'effet de la pression appliquée et de la chimie de la suspension.

Wakeman a démontré l'influence des propriétés des particules sur la filtration de suspensions, plus précisément sur la résistance spécifique à la filtration (Wakeman 2007). Les propriétés les plus influentes sont la taille des particules, leur distribution granulométrique, leur forme ainsi que leurs interactions avec le fluide. Les travaux ont démontré que les plus fines particules contrôlent la filtration, puisqu'elles peuvent s'introduire entre les plus grosses et diminuer la porosité du gâteau ou du médium filtrant. La boue rouge est composée de fines particules, ce qui explique la grande résistance à la

filtration du gâteau dans la presse à vis. Les fines particules n'augmentent pas seulement la résistance du gâteau, mais peuvent aussi avoir un effet sur la résistance du filtre. Teoh et al ont démontré que la résistance du médium filtrant augmente avec le différentiel de pression appliqué pour la filtration, dû à une infiltration de particules dans le médium (Teoh et al. 2006). Pour le présent projet de recherche, comme l'opération s'effectue sous haute pression, l'effet de l'infiltration des particules sur la résistance du médium filtrant doit être étudié.

La concentration solide initiale de la suspension a aussi un impact sur le taux de filtration. Son effet a été étudié par Konnur et Raha qui ont utilisé la méthode de l'augmentation de la pression par pallier (Konnur et Raha 2007). Dans les suspensions concentrées, la vitesse des particules solides peut avoir un impact sur la résistance spécifique à la filtration. Shirato propose une résistance moyenne qui tient compte du mouvement des solides (Shirato et al. 1969).

#### *1.4.3.1 La filtration tangentielle*

La filtration dans la presse à vis est une filtration tangentielle, c'est-à-dire que l'écoulement du filtrat se fait perpendiculairement à l'écoulement général, qui lui est parallèle au filtre. Généralement, la filtration tangentielle implique une suspension très diluée avec un écoulement général rapide, ce qui n'est pas le cas dans la presse à vis de ce projet. La filtration tangentielle typique est modélisée par Hanspal et al avec un modèle couplant les équations de Stokes et Darcy (Hanspal et al. 2009). Ce modèle s'applique dans le cas d'un liquide libre, donc une suspension très diluée, ce qui n'est pas le cas de la boue rouge à 50 %p/p qui entre dans l'appareil.

En filtration tangentielle, deux facteurs majoritaires contrôlent le taux de filtration : la capture des particules solides à l'interface du gâteau et la manière dont elles se compactent (Mackley et Sherman 1992). Les travaux de Mackley et Sherman ont démontré qu'en augmentant le débit d'alimentation, le taux de filtration diminue. Ils ont aussi démontré qu'un gâteau produit par filtration tangentielle a une résistance spécifique à la filtration plus élevée qu'un gâteau produit par filtration frontale. D'autres chercheurs ont démontré que la résistance spécifique à la filtration augmente avec la pression transmembranaire (Tarleton et Wakeman 1994, Zydney et Ho 2000) et la présence de fines particules (Lu et al. 1993). Le différentiel de pression transmembranaire pour la filtration tangentielle provient souvent de la pression osmotique (Espinasse 2003).

Les travaux de Kocurek et Palica incluent un modèle de filtration radiale pour calculer le volume de filtrat (Kocurek et Palica 2005). Le modèle de filtration radiale tient compte de la surface de filtration qui diminue avec l'épaisseur du gâteau accumulé sur la paroi du filtre. Par contre, lorsque l'épaisseur du gâteau formé est petite par rapport au rayon, les équations de filtration linéaire donnent une bonne approximation et peuvent être utilisées. Dans le cas de la presse à vis développée, comme le gâteau est raclé en continu, son épaisseur est mince par rapport au rayon de la vis et les équations de filtration radiale, plus complexes, ne sont pas nécessaires.

Bien que la filtration dans la presse à vis soit tangentielle, la théorie reliée à ce type de filtration est adaptée pour les suspensions très diluées à faible pression. Elle ne s'applique donc pas à la filtration sous pression dans la presse à vis.

#### *1.4.3.2. La filtration de la boue rouge*

Les propriétés de filtration de la boue rouge importantes pour le présent projet ont fait l'objet de quelques études (Usher 2002, Gravel et Savard 2014, Gravel 2015). Les mesures effectuées par les travaux de Gravel et Savard ont permis d'établir des relations empiriques pour la résistance spécifique à la filtration et la limite d'élasticité en compression de la boue rouge provenant de l'usine Vaudreuil. Les résultats de ces travaux sont utilisés dans le modèle mathématique du présent projet.

#### 1.4.4 La consolidation

La consolidation du gâteau formé pendant la filtration est la compaction du réseau de particules sous la pression appliquée. Elle peut être divisée en deux sous-étapes. Une étape de consolidation primaire, pendant laquelle la porosité du gâteau est dépendante seulement de la limite d'élasticité en compression et une étape de consolidation secondaire, dans laquelle un effet de fluage est impliqué. En plus de la pression appliquée au solide, le fluage inclut le temps. Le modèle de Terzaghi-Voight permet de tenir compte du phénomène de fluage (Shirato et al. 1986, Mihoubi et al. 2003). Dans le cas de la presse à vis, comme le temps pour la filtration et la consolidation est rapide, l'effet de fluage est négligé.

Les modèles de consolidation relient généralement la force en compression du réseau de particules à la porosité du gâteau ainsi qu'à sa résistance spécifique à la filtration (Civan 1998, Reichmann et Tomas 2001, Kocurek et Palica 2005). Andersen et al. proposent une

méthode pour calculer un coefficient de consolidation des gâteaux formés par filtration (Andersen et al. 2004).

#### 1.4.5 Le transport dans les vis

Lors du transport du matériel dans une vis, celle-ci engendre des forces sur le matériel et vice-versa. Plus le matériel est difficile à transporter, plus ces forces seront grandes. Ces différentes forces déterminent le moment de couple sur la vis. Plusieurs modèles permettant de calculer les différentes forces et le moment de couple sur les vis ont été publiés.

D'abord, Yu et Arnold proposent un modèle pour le transport dans les vis alimentée sous gravité par un réservoir (Yu et Arnold 1996). Ces chercheurs ont étudié différentes configurations de vis pour déterminer la géométrie qui assure un transport stable. Leur modèle néglige les effets de la surface de l'arbre de la vis, de la face arrière du filet et du dessus du filet sur le moment de couple. Moysey et Thompson ont aussi modélisé le chargement et le transport de polymère dans une vis d'extrusion alimentée par gravité en utilisant la méthode des éléments finis (Moysey et Thompson 2005). Comme la presse à vis du présent projet est alimentée par une pompe à déplacement positif, les résultats de ces travaux ne s'appliquent pas directement.

Ensuite, Dai et Grace proposent un modèle pour calculer le moment de couple sur une vis de transport de la biomasse, avec ajout d'une section restrictive après la vis (Dai et Grace 2008, Dai et Grace 2008). Contrairement au précédent modèle de Yu et Arnold, ils considèrent l'effet de toutes les surfaces de la vis et de son enveloppe. Le modèle inclut aussi

les effets de compression dus à la section restrictive après la vis. Dans la presse à vis développée pour la boue rouge, il y a présence d'une section restrictive après la vis et celle-ci ne peut être négligée pour le calcul du moment de couple.

#### *1.4.5.1 L'augmentation de la pression durant le transport*

Lors du transport de matériel dans les vis avec une section ou sortie restrictive, la pression croît axialement le long de la vis. Pour calculer l'augmentation de pression, plusieurs modèles ont été suggérés dans la littérature.

D'abord, il y a des modèles de prédiction de la pression dans les vis pour l'extrusion de matériel, comme les polymères. Mentionnons le modèle de Botten et al, qui est fonction des forces sur les différentes composantes de la vis et de son enveloppe, des paramètres du procédé et de la rhéologie du matériel (Botten et al. 2003). Ces travaux démontrent que l'angle du filet de la vis et la vitesse de rotation sont des facteurs importants pour l'augmentation de la pression (Burbidge et Bridgwater 1995). Un angle de filet plus bas et une vitesse de rotation plus élevée induisent une augmentation de pression plus grande. Selon le modèle de Béreaux et al, le développement de la pression lors du transport est fonction de la viscosité du matériel transporté, alors que le débit de sortie de la vis d'extrusion est fonction de la géométrie de la vis (Béreaux et al. 2009). Selon Pan et al, l'augmentation de pression dans la vis est linéaire (Pan et al. 2012). Cette pression augmente avec une diminution de l'angle du filet de la vis, avec une augmentation du coefficient de frottement externe du matériel et un allongement du pas. Comme les paramètres de ce procédé et la rhéologie des polymères sont très différents de la présente application, ces modèles pour

l'extrusion de polymère ne sont pas adéquats pour décrire le gradient de pression dans une presse à vis pour le traitement des boues rouges.

Des modèles pour calculer la variation de la pression dans l'axe d'une vis pour les tunneliers à pression de terre sont aussi publiés. Les vis de ces tunneliers transportent souvent des sols non-drainés. Le comportement de la boue rouge lors du transport peut être similaire à celui des sols non-drainés en raison de sa nature et de ses propriétés rhéologiques. Les modèles élaborés pour le forage des sols argileux sont donc les plus adaptés à la présente application. Les modèles les plus pertinents répertoriés proviennent des travaux de Yoshikawa (Yoshikawa 1996a, Yoshikawa 1996b, Yoshikawa 1996c), de Talmon et Bezuijen (Talmon et Bezuijen 2002, Talmon et Bezuijen 2006) et de Merritt et Mair (Merritt 2004, Merritt et Mair 2006, Merritt et Mair 2008). Le modèle le plus récent proposé par Merritt et Mair est le plus adapté pour le présent projet. Ce modèle implique la mesure du coefficient de frottement interne du matériel, du ratio de cisaillement d'une interface matériel-acier sur une interface matériel-matériel et des paramètres géométriques de la vis. Les interfaces boue-acier ont fait l'objet de travaux qui ont démontré que la force de cisaillement est plus grande lorsqu'il y a un poids appliqué sur la boue (Tan et al. 2008). Comme la boue est transportée sous pression dans le présent projet, les forces de cisaillement aux interfaces boue-acier doivent être mesurées. Les mesures du cisaillement des interfaces boue-acier et boue-boue, ainsi que la mesure du coefficient de frottement interne peuvent être effectuées respectivement par des essais de cisaillement simple et des essais de compression simple ou triaxiaux (Schulze et al 1993, Wu et Sun 2008).

## 1.5 ASPECTS ORIGINAUX DE LA RECHERCHE

Dans le présent projet de recherche, la contribution scientifique originale se situe au niveau de l'adaptation d'une presse à vis au traitement de la boue rouge et à ses propriétés de filtration. Premièrement, la granulométrie de la boue rouge est très fine et implique une nouvelle conception du filtre. Ensuite, la compaction rapide de la boue rouge nécessite l'application d'une pression élevée. L'opération à pression élevée est un aspect nouveau pour l'utilisation des presses à vis qui s'effectue normalement à faible pression. Finalement, la presse à vis conçue au cours de ce projet de recherche compacte la boue rouge jusqu'à l'obtention d'un gâteau à siccité élevée, ce qui n'a pas été retrouvé dans la littérature. Le traitement de la boue rouge à haute pression implique une nouvelle modélisation des mécanismes de compaction dans la presse à vis. En raison de ces principales différences liées au matériel à séparer et à transporter, il est nécessaire d'élaborer un nouveau modèle mathématique permettant de décrire le procédé de la presse à vis. Le modèle mathématique, le traitement de la boue rouge, l'adaptation du filtre et la production de gâteau à haute siccité confèrent à ce projet de recherche son caractère innovateur.

## **CHAPITRE 2**

### **LA BOUE ROUGE : CARACTÉRISTIQUES ET DISPOSITION**

La boue rouge est le résidu de la bauxite obtenu dans le procédé Bayer après l'étape de décantation de la pulpe d'extraction contenant l'aluminate de sodium solubilisé dans l'étape de digestion. L'entreposage de la boue rouge est un enjeu capital pour les usines de production d'alumine, car elles produisent de larges quantités de résidus dont elles doivent disposer. Le présent chapitre présente les caractéristiques chimiques et physiques de la boue rouge ainsi que les différentes méthodes d'entreposage de ce résidu.

#### **2.1 CARACTÉRISTIQUES DE LA BOUE ROUGE**

Comme la boue rouge doit être manipulée et disposée de façon sécuritaire et respectueuse de l'environnement, il est important de bien connaître la nature et les caractéristiques du produit qui est manipulé. Les propriétés de la boue rouge, comme sa composition chimique, son alcalinité, sa radioactivité, sa granulométrie et sa densité sont présentées dans cette section.

### 2.1.1 La composition chimique de la boue rouge

La phase solide de la boue rouge est composée principalement d'oxydes de fer, de titane, de silice et d'aluminium non-dissous. Une grande variété d'oxydes sous forme de traces comme les oxydes d'arsenic, de béryllium, de cadmium, de chrome, de cuivre, de gallium, de plomb, de manganèse, de mercure, de nickel, de potassium, de thorium, d'uranium, de vanadium et de zinc, peut être retrouvée dépendamment de la température d'extraction. C'est l'oxyde de fer (41%) (Klauber 2011) qui donne sa couleur rouge au résidu de bauxite. La composition chimique de la boue rouge peut varier énormément dépendamment de la provenance de la bauxite d'origine. Notamment, les bauxites n'ont pas toutes la même teneur en alumine. La concentration en oxydes et hydroxydes d'alumine peut varier entre 30 et 65% d'une bauxite à l'autre. Une bauxite considérée de haute qualité contient 50% d'alumine disponible. Les bauxites de faible qualité en contiennent moins de 40% et ont une quantité relativement élevée de matières organiques. Considérant que la gibbsite pure ( $\text{Al}(\text{OH})_3$ ) contient 65,4% d'alumine disponible, les bauxites contenant 60% d'alumine disponible sont considérées de très grande qualité (Hind et al. 1999). Plus la qualité de la bauxite est élevée, moins il y aura de résidus de bauxite générés par tonne d'alumine produite.

On retrouve aussi dans la boue rouge du phosphore, du soufre et une grande variété de composés organiques provenant des végétaux et de la matière organique du sol. Parmi ces composés organiques, il y a des hydrates de carbone, des alcools, des phénols, des sels polybasiques ainsi que des acides humiques, fulviques, succiniques, acétiques et oxaliques.

Une bauxite avec une haute teneur en molécules organiques (0,15-0,3 %p/p) peut créer un problème de contamination au cours du procédé Bayer puisqu'une partie des molécules organiques est solubilisée dans la liqueur Bayer et peut co-précipiter avec l'hydrate d'alumine au lieu d'être évacuée dans la boue rouge à l'étape de décantation (Hind et al. 1999). La boue rouge contient aussi de l'hydroxyde de sodium résiduel provenant de la digestion et n'ayant pas été récupéré à l'étape de décantation et dans le cycle de lavage. Le sodium est le seul élément qui n'est pas intrinsèque à la bauxite, mais qui est ajouté au cours de l'étape de digestion. En plus de l'hydroxyde de sodium, le seul composé inorganique qui est ajouté durant le procédé Bayer est la chaux (CaO).

La composition chimique typique de la boue rouge est présentée au Tableau 1 et la composition minéralogique typique au Tableau 2 (European Aluminium 2015).

Tableau 1. Composition chimique typique de la boue rouge

<b>Composant</b>	<b>Quantité (%p/p)</b>
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	20-45
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	10-22
TiO <sub>2</sub>	4-20
CaO	0-14
SiO <sub>2</sub>	5-30
Na <sub>2</sub> O	2-8

Tableau 2. Composition minéralogique typique de la boue rouge

Composant	Quantité (%p/p)
Sodalite ( $3\text{Na}_2\text{O} \cdot 3\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{SiO}_2 \cdot \text{Na}_2\text{SO}_4$ )	4-40
Goethite ( $\text{FeOOH}$ )	10-30
Hematite ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ )	10-30
Magnetite ( $\text{Fe}_3\text{O}_4$ )	0-8
Silice ( $\text{SiO}_2$ ) cristalline et amorphe	3-20
Aluminate de calcium ( $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ )	2-20
Boehmite ( $\gamma\text{-AlOOH}$ )	0-20
Dioxyde de titane ( $\text{TiO}_2$ ) anatase et rutile	2-15
Muscovite ( $\text{K}_2\text{O} \cdot 3\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 6\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ )	0-15
Calcite ( $\text{CaCO}_3$ )	2-20
Kaolinite ( $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ )	0-5
Gibbsite ( $\text{Al}(\text{OH})_3$ )	0-5
Perovskite ( $\text{CaTiO}_3$ )	0-12
Cancrinite ( $\text{Na}_6[\text{Al}_6\text{Si}_6\text{O}_{24}] \cdot 2\text{CaCO}_3$ )	0-50
Diaspore ( $\text{AlOOH}$ )	0-5

### 2.1.2 L'alcalinité de la boue rouge

La boue rouge est fortement alcaline, car dans le procédé Bayer, les minéraux contenant l'élément d'aluminium (gibbsite, boehmite, etc) sont solubilisés par un solvant fortement alcalin, l'hydroxyde de sodium. Les autres minéraux restent en grande partie insolubles et composent la phase solide de la pulpe. La majeure partie de la liqueur contenant l'aluminate dissout est extraite de la pulpe par décantation. Ensuite, la boue rouge est lavée. L'étape de décantation ne permet pas une extraction complète et il reste toujours un pourcentage important (75 à 50% v/v) de liqueur dans la boue. Suite aux étapes de lavage, la

concentration caustique de la liqueur contenue dans la boue rouge est diluée d'un facteur 10 par rapport à la liqueur mère (Power et al. 2011). Elle demeure toutefois à un pH élevé. Le pH de la liqueur contenue dans la boue rouge se situe entre 9,2-12,8 avec une valeur moyenne de  $11,3 \pm 1$  (Gräfe 2011). Les anions dans la phase liquide de la boue rouge augmentant son alcalinité sont  $\text{OH}^-$ ,  $\text{CO}_3^{2-}/\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{Al}(\text{OH})_4^-/\text{Al}(\text{OH})_{3(\text{aq})}$ , et  $\text{H}_2\text{SiO}_4^{2-}/\text{H}_3\text{SiO}_4^-$ . Un enjeu environnemental consiste à diminuer la concentration caustique avant de disposer la boue rouge dans les sites de disposition. En moyenne, lorsque la boue est disposée, elle contient moins de 5 g/L de  $\text{Na}_2\text{O}$  (Arslan et al. 2015).

### 2.1.3 La radioactivité

La bauxite contient de très bas niveaux (mg/kg) d'isotopes radioactifs naturels dus à la présence d'uranium ( $^{238}\text{U}$ ) et de thorium ( $^{232}\text{Th}$ ) dans la majorité des sols minéraux (European Aluminium 2013). Au cours du procédé Bayer, ces isotopes restent à l'état solide et se retrouvent ensuite dans la boue rouge. Celle-ci est donc plus concentrée en éléments radioactifs que la bauxite de départ. Le niveau de  $^{238}\text{U}$  se situe entre 0,08-0,66 Bq/g et celui de  $^{232}\text{Th}$  entre 0,03-0,76 Bq/g. Ces niveaux de radioactivité pour la période d'exposition des travailleurs ne dépassent pas 1 mSv/an, qui est la norme pour la population civile au Canada (Groupe de travail canadien sur les MRN 2011).

#### 2.1.4 La granulométrie

La granulométrie des particules solides de la boue rouge s'étend de 1 mm pour les grosses particules sableuses jusqu'à quelques microns seulement pour les particules les plus fines. De plus, la granulométrie des particules peut être très différente d'une usine de production d'alumine à l'autre, puisque certaines usines retirent les particules de sable. C'est le cas dans le présent projet de doctorat. La boue rouge utilisée a subi une étape de dessablage et est donc constituée majoritairement de particules fines. La faible granulométrie des particules de boue rouge la classe dans la catégorie des argiles et des sables fins. La taille moyenne des particules peut varier de 2 à 100  $\mu\text{m}$ , avec une distribution de tailles allant de 0.1  $\mu\text{m}$  à 200  $\mu\text{m}$  (Gräfe 2011). Par contre, typiquement, plus de 80% des particules ont une taille inférieure à 10  $\mu\text{m}$  (European Aluminium 2015). Pour la boue rouge provenant de l'usine Vaudreuil qui est utilisée dans le présent projet, la valeur du diamètre médian des particules est de 2.7  $\mu\text{m}$  (Boivin 2004).

#### 2.1.5 La densité

Pour la boue rouge en général, de toute provenance, la densité moyenne des particules solides est de  $2,5 \pm 0,7 \text{ g/cm}^3$  (Gräfe 2011). Plus précisément, pour la boue rouge provenant de l'usine de Vaudreuil utilisée dans le présent projet, la masse volumique de la phase solide a été mesurée par pycnométrie et sa valeur est de  $3,08 \text{ g/cm}^3$  (Peloquin 2003). Pour ce qui est

de la liqueur Bayer contenue dans la boue provenant du dernier circuit de lavage de Vaudreuil, sa masse volumique moyenne varie entre 1,022 et 1,078 g/cm<sup>3</sup>.

## 2.2 UTILISATION ET DISPOSITION DE LA BOUE ROUGE

### 2.2.1 Le volume de résidus produits

La quantité de résidus de bauxite contenue dans les sites de disposition du monde entier était estimée en 2011 à 2.7 milliards de tonnes (Gräfe 2011). Cette quantité augmente chaque année d'environ 120 millions de tonnes. Cette estimation est faible car en 2014, pour 108 millions de tonnes d'alumine produite, la quantité de boue rouge produite par les usines utilisant le procédé Bayer s'est élevée à 140 millions de tonnes (Evans 2015). Cette imposante quantité de résidus à gérer est un enjeu important pour les usines d'extraction d'alumine. De plus, avec les quantités de bauxite riche en alumine qui diminuent, les bauxites qui seront utilisées dans l'avenir pour l'extraction d'alumine produiront un pourcentage de résidus encore plus élevé par tonne d'alumine produite. Plusieurs articles récents démontrent clairement que le traitement des boues rouges est un sujet de haute importance qui nécessite des efforts de recherche pour permettre d'améliorer les méthodes de disposition, la récupération de matériel et l'impact environnemental (Gräfe 2011, Arslan et al. 2015, European Aluminium 2015, Evans 2015). Le développement de technologies pour traiter la boue rouge, comme par exemple des développements dans le domaine de la filtration,

pourrait mener à des changements significatifs dans la quantité de matériel entreposé. Le présent projet de doctorat s'inscrit dans cette demande urgente de technologie efficace pour la valorisation des résidus de bauxite.

### 2.2.2 La réutilisation de la boue rouge

La réutilisation de la boue rouge ne concerne qu'une faible part des résidus rejetés, soit 2 à 3% (Evans 2015). Bien que plusieurs essais soient concluants en laboratoire, il est difficile de faire accepter les projets à grandes échelles. Cette difficulté est principalement liée au fait que la variation de la composition de la boue rouge a un effet sur plusieurs applications et que ces applications doivent tenir compte de la composition chimique, de la composition minéralogique, du pH, de la granulométrie, de la morphologie ainsi que de la nature de la boue provenant d'une usine en particulier.

Les principales applications possibles pour la réutilisation de la boue rouge sont la récupération de composés spécifiques, tels que le fer, le titane et les métaux rares, ainsi que la manufacture de produits à base de boue rouge, tels que le ciment, le béton, le carrelage ou encore les briques, par exemple.

### 2.2.3 Les types de disposition

Comme seule une petite quantité de boue rouge produite est actuellement réutilisée, la plus grande quantité est entreposée. Le type d'entreposage et de gestion des résidus est influencé par la durée de vie de l'usine, la disponibilité du terrain, la proximité de la mer, le climat ou encore les lois en vigueur. Plusieurs méthodes de disposition de la boue rouge sont utilisées à travers le monde, dont la décharge dans la mer, le lagunage (lagooning), l'empilement sec (dry stacking) et la disposition sèche (dry disposal). Depuis le milieu des années 1980, la tendance est à la disposition de boue rouge à plus haute fraction solide, pour réduire les risques de fuite de liqueur caustique dans l'environnement tout en réduisant la taille des sites de disposition et en augmentant la récupération de soude caustique et d'alumine. La presse à vis du présent projet permet de produire de la boue rouge à très haute fraction solide ( $\geq 70\%p/p$ ).

#### *2.2.3.1 Le déchargement dans la mer/rivière*

Lors de la décharge dans la mer ou dans un estuaire les résidus sont rejetés dans l'eau soit par un tuyau à partir de la côte ou dans des fosses océaniques. L'eau de mer permet de neutraliser la boue rouge, ce qui impliquerait que cette méthode n'aurait qu'un impact négatif minimale sur l'environnement marin. Pour éliminer le risque de contamination, cette méthode de disposition a été abandonnée par plusieurs usines. En 2016, la décharge des résidus dans la mer devrait cesser dans les installations où elle est encore utilisée (European Aluminium

2015). Cette méthode de disposition des résidus de bauxite est donc en voie d'élimination complète.

#### *2.2.3.2 Le lagunage*

Avant les années 1980, le lagunage était la méthode d'entreposage la plus commune dans les usines de production d'alumine. Cette méthode est encore retrouvée de nos jours. Le lagunage consiste à pomper une suspension ayant une fraction solide entre 15-30% p/p sur des terrains adaptés qui permettent de contenir les résidus. Les terrains consistent souvent en des vallées qui ont été endiguées. Au cours des 30-40 dernières années, les lagons ont été étanchéifiés afin de minimiser les fuites dans les sols sous-jacents et dans les eaux souterraines. Cette étanchéité peut être obtenue par le compactage de l'argile ou encore l'utilisation de plastique ou de membranes. La Figure 2 représente un site de disposition par lagunage.



Figure 2. Exemple de site de disposition par lagunage en Irlande  
(European Aluminium 2015)

Dans les lagons, la liqueur surnageante est récupérée et retournée à l'usine pour être réutilisée. Lorsque les résidus ne sont pas neutralisés avant d'être disposés, le lagon devient un sol peu compacté couvert d'un lac hautement alcalin. Il en résulte des risques importants pour la santé-sécurité et l'environnement. Le contrôle de ces risques engendre de larges coûts liés à la surveillance, la maintenance et l'assainissement des sites.

### 2.2.3.3 *L'empilement sec «Dry stacking»*

La méthode d'empilement sec est la plus utilisée depuis les années 1980. Elle consiste à disposer de la boue rouge épaissie, avec une fraction solide allant de 48 à 65 %p/p dans les

sites de disposition. À ces fractions solides, la boue s'empile avec un angle positif par rapport à l'horizontal, ce qui permet d'utiliser moins d'espace pour l'entreposage. Cette méthode a été préconisée puisque les terres disponibles pour entreposer les résidus se faisaient de plus en plus rares. Elle permet de diminuer les risques de fuites de liqueur caustique dans l'environnement, de réduire le volume de résidus qui sont entreposés et d'augmenter la récupération de soude caustique et d'alumine. Afin d'enlever encore plus d'eau et de liqueur au site de disposition, le «mud farming» est souvent pratiqué (voir Figure 3). Le «mud farming» consiste par exemple à creuser des tranchées à des intervalles déterminés afin de permettre au liquide de percoler, d'être récupéré et renvoyé vers l'usine. Cette étape de traitement supplémentaire des résidus de bauxite aux sites de disposition nécessite du temps et des coûts.



Figure 3. «Mud farming» sur un site de disposition de boue rouge

#### 2.2.3.4 La disposition sèche «Dry disposal»

Lorsque la boue rouge est filtrée sous vide ou à haute pression, elle peut atteindre une siccité  $> 65\%$  p/p. Au site de disposition, la boue avec une fraction solide de  $> 65\%$  p/p ne nécessite pas de traitement supplémentaire, ce qui différencie la disposition sèche de l'empilement sec. Ces hautes fractions solides ne peuvent être atteintes par décantation seulement, une étape de filtration est nécessaire. Jusqu'à maintenant, la boue utilisée pour la disposition sèche est obtenue par filtration à l'aide de filtres à tambours sous vide, par filtration sous pression à l'aide de filtres-presses ou encore avec des filtres hyperbares à vapeur. La filtration sous vide est celle qui donne les résultats les moins satisfaisants, puisque le différentiel de pression appliqué est limité à 0.75 bar (Steinlechner et al. 1996). Ce différentiel de pression ne permet pas un assèchement suffisant du gâteau tandis qu'avec la filtration sous pression, il est possible d'obtenir un gâteau sec en appliquant un différentiel de pression d'au moins 6 bars. Plus le différentiel de pression appliqué est élevé, plus la filtration est rapide, ce qui permet de traiter de plus grands débits.

L'atteinte de hautes fractions solides a de nombreux avantages. Elle permet notamment de réduire considérablement le volume de résidus rejetés, de récupérer une importante quantité de liqueur caustique qui est retournée dans le circuit de l'usine, d'effectuer une meilleure gestion du site de disposition, de diminuer l'impact environnemental des résidus rejetés et d'accroître les possibilités de valorisation des résidus. Pour procéder à une disposition sèche, des procédés de filtration et de lavage des boues ont

été améliorées ou développées. La tendance actuelle est de pratiquer ce type de disposition et de l'optimiser au moyen de la recherche. Le présent projet de recherche s'inscrit dans cette optique : produire une boue rouge de siccité élevée pour la disposition sèche.

## **CHAPITRE 3**

### **RHÉOLOGIE DE LA BOUE ROUGE**

La rhéologie est la science de la matière en écoulement. Elle permet d'étudier l'écoulement sous contrainte de substances au comportement complexe, telles que les boues et les suspensions qui sont des fluides particulaires. Dans cette section, les propriétés rhéologiques de la suspension de boue rouge alimentant la presse à vis et du gâteau à la sortie de celle-ci sont abordées.

#### **3.1 CLASSIFICATION DES FLUIDES PARTICULAIRES**

Le comportement rhéologique des fluides particulaires dépend directement de leur concentration solide. Un ouvrage de référence sur les résidus miniers propose un modèle représentant les changements d'état des fluides particulaires en fonction de leur concentration en particules solides (Jewell et Fourie 2006). Ces changements d'états sont engendrés par une augmentation de la force du réseau formé par les interactions entre les particules solides lorsque la concentration solide d'une suspension augmente. La Figure 4 représente l'évolution de la force du réseau de particules solides avec l'augmentation de la concentration. Un fluide particulaire est classé comme une suspension lorsque le taux de

variation de la force du réseau de particules est faible. Ensuite, le fluide particulaire est classé comme une pâte à partir de la concentration où le taux de variation de la force du réseau de particules augmente rapidement. Finalement, le fluide particulaire est classé comme un gâteau lorsque le taux de variation de la force du réseau de particules augmente très rapidement en fonction de la concentration. Les concentrations auxquelles ont lieu les transitions entre ces classifications dépendent de la nature du fluide particulaire. Ces changements d'état ont lieu dans le procédé de la presse à vis. En effet, le matériel à l'alimentation de la presse à vis est un fluide particulaire à l'état de suspension dont la concentration solide augmentera durant le procédé jusqu'à l'obtention d'un gâteau à la sortie de la presse à vis.

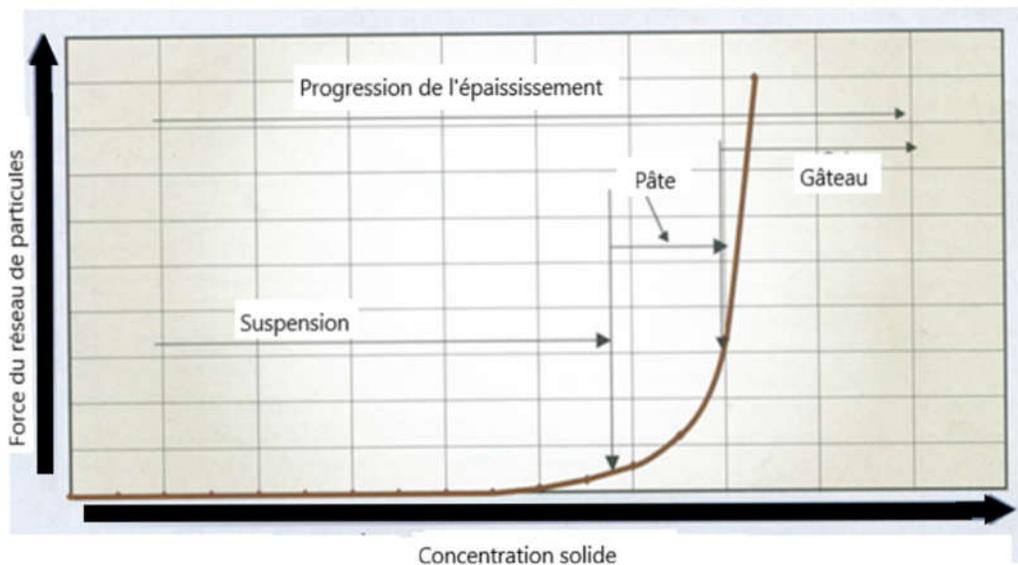


Figure 4. État des fluides particulaires selon leur concentration solide (Jewell et Fourie 2006)

Plusieurs facteurs influencent le comportement des fluides particulaires comme la boue rouge, tels que la granulométrie, la minéralogie et la chimie de surface. Lorsque la boue rouge est à l'état de suspension, son comportement est similaire à celui d'un liquide et elle épouse la forme du contenant dans lequel elle est contenue. À l'état de suspension, l'interaction entre les particules est faible puisque la liqueur compose plus de 75% du volume et dicte donc le comportement de la boue rouge. Ensuite, lorsque la boue rouge est à l'état de pâte, l'interaction entre les particules solides a augmenté suffisamment pour qu'elle puisse conserver sa forme initiale en absence de contrainte externe. Par contre, l'application d'une contrainte assez grande la déformera. Cette propriété est caractéristique des fluides non-Newtonien avec seuil de cisaillement. Finalement, lorsque la boue rouge forme un gâteau, son comportement devient similaire à celui d'un solide. L'état de pâte et l'état de gâteau ont des comportements à l'écoulement très différents. Les pâtes s'écoulent suffisamment sous l'effet d'une contrainte pour être pompées par une pompe à déplacement positif tandis que les gâteaux ne peuvent plus être pompés. Pour les gâteaux, il n'est plus question d'écoulement mais plutôt de rupture du réseau de particules solides.

### 3.2 RHÉOLOGIE DES FLUIDES PARTICULAIRES À L'ÉTAT DE SUSPENSION

Les presses à vis développées dans le présent projet sont alimentées avec une boue rouge à l'état de suspension. Les propriétés rhéologiques des suspensions déterminent donc

son comportement lorsqu'elle entre dans l'appareil. Dans cette section, les principes de déformations et de vitesses de cisaillement, ainsi que les comportements d'écoulement et la viscosité sont définis. Il est aussi question des principes de mesure pour la viscosité et le seuil de cisaillement. Finalement, l'influence de certains facteurs sur les propriétés de la suspension est abordée.

### 3.2.1 La déformation et la vitesse de cisaillement

Lorsqu'un matériau est soumis à des contraintes, il est possible qu'il se déforme. Selon la répartition et l'intensité des contraintes appliquées, les différents points d'un matériau peuvent se déplacer différemment. En régime d'écoulement laminaire un matériau présente une structure en lamelles, c'est-à-dire en plusieurs couches très minces. La déformation du matériau s'effectue donc par un glissement relatif des lamelles les unes sur les autres, sans transfert de matériel entre les couches successives. Il n'y a pas de turbulence. Ce glissement relatif des lamelles engendre des forces de frottement qui s'exercent tangentiellement à la surface de chaque lamelle (Figure 5). Ce sont les forces de cisaillement.

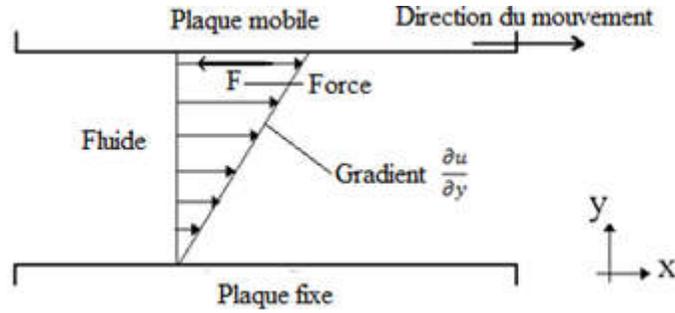


Figure 5. Écoulement d'un fluide entre deux plaques

La contrainte de cisaillement ( $\tau$ ) est obtenue en normalisant la force tangentielle ( $F$ ) sur l'aire de la surface ( $A$ ) sur laquelle elle s'applique :

$$\tau = \frac{dF}{dA} \quad (1)$$

La déformation de cisaillement ( $\gamma$ ) est définie comme étant le gradient du déplacement entre deux couches successives ( $\frac{\partial u}{\partial y}$ ). Lorsque la déformation de cisaillement est dérivée par rapport au temps, le taux de cisaillement ( $\dot{\gamma}$ ) est obtenu. Celle-ci correspond au gradient d'une vitesse de déformation.

$$\dot{\gamma} = \frac{d\gamma}{dt} = \frac{d}{dt} \left( \frac{\partial u}{\partial y} \right) = \left( \frac{\partial (du/dt)}{\partial y} \right) \quad (2)$$

où  $u$  est la vitesse (m/s) et  $y$  est la distance dans l'axe vertical.

### 3.2.2 La viscosité

Le coefficient de viscosité permet de caractériser le comportement rhéologique d'un matériau. Selon les applications, ce coefficient peut être défini de différentes manières : la viscosité dynamique, la viscosité cinématique relative, la viscosité spécifique ou la viscosité intrinsèque. Dans le cas de la filtration d'une suspension dans une presse à vis, la viscosité dynamique est utilisée.

La viscosité dynamique ( $\mu$ ) est le rapport entre la contrainte de cisaillement et la vitesse de cisaillement:

$$\mu = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \quad (3)$$

Plusieurs facteurs influencent la viscosité d'un fluide, dont sa nature, la concentration solide, la température, la floculation, etc. La viscosité représente une résistance à l'écoulement. Plus un fluide est visqueux, moins il s'écoulera rapidement et plus la contrainte appliquée pour son déplacement devra être élevée. Dans le cas d'un liquide, la viscosité peut être mesurée entre autres avec un viscosimètre à tube capillaire. Pour un fluide particulaire à l'état de suspension, un rhéomètre avec une vanne est plus adapté, tandis que pour les pâtes et les gâteaux, un rhéomètre avec cône ou plateau convient mieux.

### 3.2.3 Le comportement rhéologique des fluides particuliers

#### *3.2.3.1 Le comportement indépendant du temps*

Le comportement rhéologique des fluides particuliers peut dépendre du temps. Lorsque le comportement est considéré indépendant du temps, les propriétés de cisaillement de la suspension sont reproductibles et ne dépendent pas de l'historique des contraintes (Usher 2002). Certains fluides avec comportement indépendant du temps possèdent un seuil de cisaillement. Le seuil de cisaillement correspond à la contrainte de cisaillement minimale devant être appliquée sur la suspension pour qu'elle s'écoule. Il existe trois types de fluides sans seuil de cisaillement: les fluides Newtoniens, les fluides rhéofluidifiants et les fluides rhéoépaississants. La Figure 6 montre la différence entre les rhéogrammes de ces trois types de fluides. La viscosité dynamique des fluides Newtoniens est constante et la relation entre la contrainte de cisaillement et la vitesse de déformation est linéaire. La viscosité dynamique des fluides rhéofluidifiants diminue avec l'augmentation de la vitesse de déformation, ce qui diminue la contrainte de cisaillement. Finalement, la viscosité dynamique des fluides rhéoépaississants augmente avec l'augmentation de la vitesse de déformation augmentant ainsi la contrainte de cisaillement.

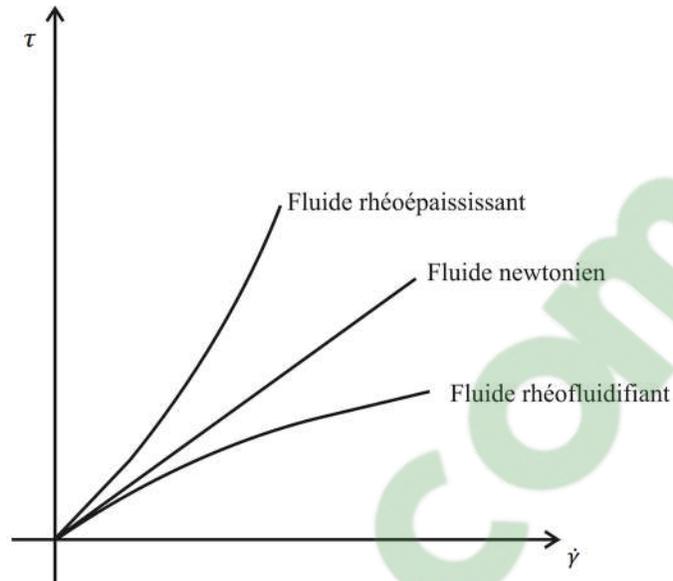


Figure 6. Rhéogrammes de différents types de fluides particuliers

En général, les boues minérales concentrées, comme la boue rouge, possèdent un seuil de cisaillement ( $\tau_s$ ). Pour une contrainte inférieure au seuil de cisaillement, le réseau de particules solides subit une déformation élastique et revient à son état initial lors du retrait de la contrainte. Par contre, lorsque la contrainte appliquée excède le seuil de cisaillement, le fluide particulaire s'écoule. La présence d'un seuil de cisaillement est souvent indiquée en qualifiant le fluide de fluide avec retard. Sur un rhéogramme, le seuil de cisaillement correspond à une ordonnée à l'origine non nulle (Figure 7). L'ampleur du seuil de cisaillement dépend de la force des interactions entre les particules solides du fluide particulaire. Les fluides avec seuil de cisaillement dont la relation entre la contrainte de cisaillement et la vitesse de cisaillement est linéaire sont appelés fluides de Bingham. La

boue rouge est classée dans la catégorie des fluides rhéofluidifiants avec retard (Boivin 2004).

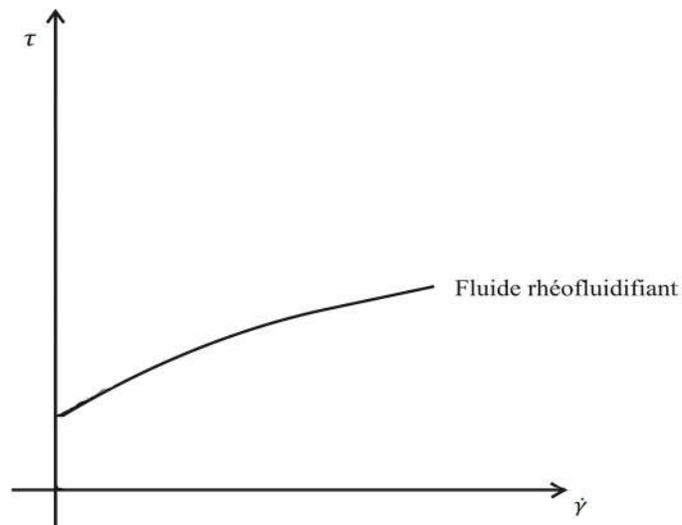


Figure 7. Rhéogramme d'un fluide rhéofluidifiant avec retard comme la boue rouge

Différentes fonctions empiriques associant la contrainte de cisaillement à la vitesse de cisaillement sont utilisées pour décrire les différents comportements des fluides particuliers. Pour les fluides Newtoniens, cette relation est linéaire. Pour les fluides sans seuil de cisaillement dont la viscosité dynamique varie, le modèle d'Ostwald-De Waele est utilisé. Pour les fluides de Bingham, la relation est linéaire avec une ordonnée à l'origine. Finalement le modèle de Herschel-Bulkley est utilisé pour les rhéoépaississants et rhéofluidifiants avec seuil de cisaillement.

Fluide Newtonien

$$\tau = K\dot{\gamma} \quad (4)$$

Modèle d'Ostwald-De Waele

$$\tau = K\dot{\gamma}^n \quad (5)$$

Modèle de Bingham

$$\tau = \tau_y + K\dot{\gamma} \quad (6)$$

Modèle d'Herschel-Bulkley

$$\tau = \tau_y + K\dot{\gamma}^n \quad (7)$$

Dans ces équations, les constantes  $K$ ,  $n$  et  $\tau_y$  sont déterminées expérimentalement.

Dans certain cas, comme celui de la boue rouge, le modèle d'Herschel-Bulkley ne décrit pas de manière représentative le comportement du fluide rhéofluidifiant avec seuil de cisaillement. Un autre modèle est alors communément utilisé, le modèle de Casson (Grossiord et Couarraze 2000). Ce modèle fait intervenir un paramètre empirique de viscosité, appelé viscosité plastique ( $\mu_\infty$ ).

$$\tau^{1/2} = \tau_y^{1/2} + (\mu_\infty \dot{\gamma})^{1/2} \quad (8)$$

Le comportement rhéofluidifiant avec retard de la boue rouge est attribué aux particules solides et/ou floes qui s'alignent dans la même direction sous l'effet de la

contrainte. Il en résulte une diminution de la résistance à l'écoulement (Jewell et Fourie 2006). La viscosité de la boue rouge diminue donc avec l'augmentation de la vitesse de cisaillement.

La viscosité de la boue rouge utilisée dans le présent projet peut être représentée par une équation semi-empirique élaborée suite à une étude sur le comportement rhéologique de la boue rouge à l'état de suspension effectuée au Centre de Recherche et de Développement d'Arvida (CRDA) (Boivin 2004). Cette étude a porté sur une suspension de boue rouge remaniée, c'est-à-dire fortement agitée afin de briser les floccs. La boue ne contenait pas de sable et provenait de l'usine Vaudreuil, comme celle utilisée durant ce projet de recherche. Comme les floccs ont été détruits, la viscosité de la suspension de boue rouge dépend presque uniquement de la fraction solide et de la contrainte de cisaillement.

Expérimentalement, une équation de la viscosité en fonction de la vitesse de cisaillement pour la boue rouge a été déterminée :

$$\mu = \left[ 0.1798e^{19.12\%v/v} - 0.1798 + 0.003e^{22.609\%v/v} \cdot \dot{\gamma}^{0.465 + \frac{0.03}{(\%v/v + 0.56)}} \right] \quad (9)$$

où %v/v est le %volumique de la boue rouge.

### 3.2.3.2 *Le comportement dépendant du temps*

Les fluides non-Newtoniens peuvent avoir un comportement rhéologique dépendant du temps. Ce comportement se traduit par un changement structural qui survient pendant

l'application d'une contrainte et après son application. Les comportements dépendants du temps sont la rhéopexie et la thixotropie.

La thixotropie est associée aux fluides rhéofluidifiants, comme la boue rouge floclée (Nguyen et Boger 1985). La thixotropie représente le cas où la contrainte de cisaillement diminue avec le temps jusqu'à atteindre un plateau (Figure 8). La viscosité d'un fluide thixotropique décroît dans le temps lorsqu'une vitesse de cisaillement constante lui est appliquée.

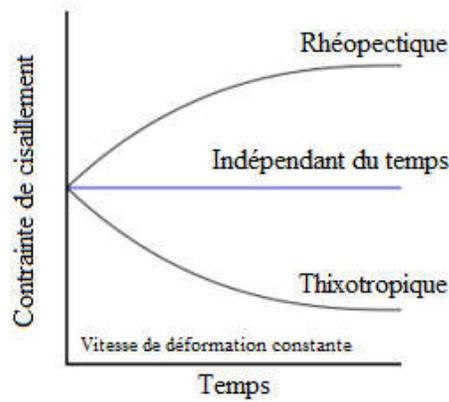


Figure 8. Effet de la thixotropie et de la rhéopexie sur la contrainte de cisaillement

Le rhéogramme d'un fluide thixotropique présente une hystérèse (Figure 9). Lorsque la vitesse de déformation augmente, les floccs de la suspension sont brisés. Le bris des floccs induit une contrainte de cisaillement plus faible pour une même vitesse de déformation lors d'un passage subséquent. Pour préserver les floccs, il ne faut pas appliquer une contrainte de

cisaillement trop élevée ou d'une trop longue durée. Lorsque les floccs d'une boue flocculée sont détruits, la boue est qualifiée de remaniée. Une boue remaniée est plus difficile à filtrer.

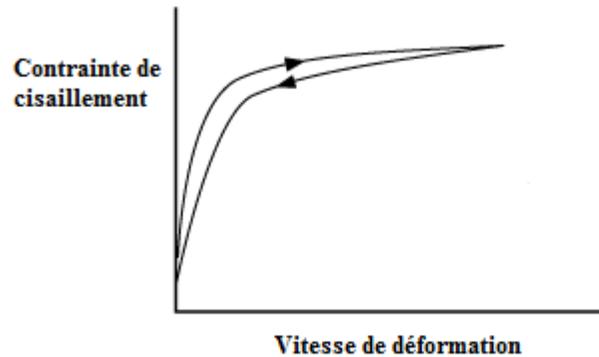


Figure 9. Rhéogramme d'un fluide thixotropique avec une hystérèse

La rhéopexie se caractérise par l'augmentation de la contrainte de cisaillement avec le temps. Généralement, les fluides présentant ce comportement retrouvent leur viscosité initiale après l'application de la contrainte (Schramm 1998). Ce comportement affecte plus particulièrement les fluides rhéoépaississants. Le rhéogramme des fluides rhéopectiques présente également une hystérèse, mais celle-ci est dans le sens contraire de celle de la thixotropie.

### 3.2.4 La compressibilité des fluides particuliers

La compressibilité est la mesure de la variation du volume d'un corps (solide, liquide ou gaz) sous l'influence d'une pression appliquée. En mécanique des fluides, la compressibilité ( $\beta_c$ ) est calculée par l'équation suivante :

$$\beta_c = -\frac{1}{V} \frac{\partial V}{\partial P} \quad (10)$$

où V est le volume et P la pression.

Une suspension est formée d'un réseau de particules solides avec un fluide interstitiel (Figure 10). Pour comprimer le réseau de particules, une force supplémentaire à la force de gravité doit être appliquée. Cela entraîne la percolation du fluide interstitiel. Si le fluide ne peut être évacué, la suspension en elle-même est incompressible. Par contre, lorsque le fluide peut être enlevé, par filtration par exemple, le réseau de particules est compressible.

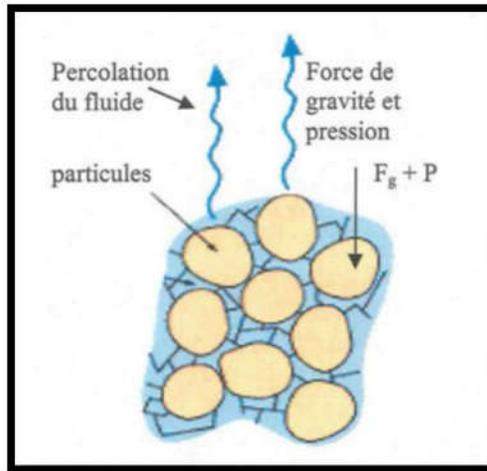


Figure 10. Percolation d'un fluide au travers d'un réseau de particules solides (Boivin 2004)

#### 3.2.4.1 Le point de gel

Le point de gel ( $\varphi_g$ ) d'une suspension correspond à la plus petite fraction solide où le réseau peut supporter une charge (Usher 2002). En dessous du point de gel, les particules solides sédimentent, faisant percoler le fluide vers le haut. Pour augmenter la fraction solide au-dessus du point de gel, une force de compaction doit être appliquée sur le réseau. Au point de gel, le seuil de cisaillement en compression ( $P_y(\varphi)$ ) est nul. Le point de gel constitue le point de transition entre la sédimentation et la compaction. À l'alimentation de la presse à vis, la fraction solide de la suspension est supérieure à son point de gel puisqu'elle a subi une décantation préliminaire durant laquelle l'action du râteau a compacté la boue.

### 3.2.4.2 Le seuil de cisaillement en compression

Lorsque la fraction solide est au-dessus du point de gel, le réseau de particules solides possède une force de cohésion mesurable qui dépend de sa fraction solide. Cette force du réseau correspond au seuil de cisaillement en compression ( $P_y(\varphi)$ ) aussi appelé limite d'élasticité en compression. Le seuil de cisaillement en compression correspond à la pression appliquée minimale qui doit être dépassée pour provoquer une compression irréversible du réseau vers une fraction solide supérieure. Lorsque la fraction solide d'une suspension est supérieure au point de gel, le réseau de particules solides résiste à la compaction jusqu'à ce que la force appliquée excède le seuil de cisaillement en compression correspondant à cette fraction solide.

Selon Howells (Howells et al. 1990), le seuil de cisaillement en compression d'une boue rouge flocculée peut être déterminée par l'équation empirique suivante :

$$P_y(\varphi) = K \left[ \left( \frac{\varphi}{\varphi_g} \right)^n - 1 \right] \quad (11)$$

où les constantes K et n sont des paramètres déterminés expérimentalement.

Les valeurs de seuil de cisaillement en compression obtenues à l'aide de l'équation 11 sont généralement valides pour de faibles fractions solides. Pour déterminer le seuil de cisaillement en compression des fractions solides élevées, la méthode de filtration à pression étagée est utilisée (Usher 2002).

### 3.3 RHÉOLOGIE DES FLUIDES PARTICULAIRES À L'ÉTAT DE PÂTE

Les propriétés physiques des pâtes se trouvent entre celles d'un fluide et d'un solide. Lorsqu'elles sont soumises à un tenseur de contraintes non-isotrope, elles ne s'écoulent pas nécessairement comme dans le cas des fluides. Elles peuvent conserver leur forme jusqu'à ce qu'une force suffisante soit appliquée pour les déformer. Les fluides particuliers à l'état de pâte sont qualifiés de systèmes pactés (Coussot 2005). De manière générale, en rhéologie, les pâtes sont considérées comme des fluides avec seuil de cisaillement. Par contre, les modèles mathématiques décrivant les comportements des fluides avec seuil de cisaillement ne semblent pas appropriés pour inclure l'influence du temps et la transition solide-fluide. D'une perspective physique, les fluides particuliers à l'état de pâte sont des matériaux intermédiaires entre les liquides et les solides puisque leurs éléments sont désordonnés, mais dans un arrangement similaire aux solides. Par contre, les solides ne peuvent pas retrouver leur configuration initiale lorsqu'ils ont subi une déformation significative tandis que les pâtes, sous un degré d'écoulement et après un temps suffisant, peuvent reprendre leur configuration initiale après déformation. Les systèmes pactés soumis à de faibles contraintes peuvent donc être considérés comme un solide d'un point de vue rhéologique. Lorsque les contraintes sont plus grandes et que leur configuration d'équilibre est brisée, les systèmes pactés doivent être considérés comme des fluides d'un point de vue rhéologique, mais peuvent ensuite revenir à leur état «solide». Les pâtes partagent les propriétés rhéologiques des suspensions ou des gâteaux, dépendamment de l'amplitude de la contrainte appliquée.

Dans le procédé de la presse à vis, sous l'effet de la pression appliquée, la suspension de boue rouge passe directement à l'état de gâteau. Les propriétés rhéologiques des pâtes ne seront donc pas plus amplement détaillées dans cette section.

### 3.4 RHÉOLOGIE DES FLUIDES PARTICULAIRES À L'ÉTAT DE GÂTEAU

Lorsque les fluides particuliers sont très concentrés, les particules en contact les unes avec les autres forment une « structure ». Lors de l'écoulement, le réseau est rompu. À faible vitesse de cisaillement, le frottement entre les grains prédomine et le modèle de Coulomb semble assez bien adapté (Coussot et Grossiord 2001). Ce modèle prédit que l'écoulement se produit lorsque la contrainte tangentielle est supérieure à une valeur proportionnelle à la contrainte normale appliquée. À plus grande vitesse, si la quantité de liquide est suffisante et les grains assez petits, ces derniers peuvent être lubrifiés par le liquide interstitiel. Dans ce cas, le comportement du mélange ressemble à celui d'un fluide newtonien avec une forte viscosité. Les contraintes nécessaires pour engendrer le mouvement d'un matériel granulaire sont donc plus grandes que celles pour maintenir son écoulement. Si la contrainte est retirée, le matériel cesse de s'écouler. La contrainte minimale à appliquer pour engendrer le mouvement est appelée seuil de cisaillement, comme pour les fluides à seuil de cisaillement. Le seuil de cisaillement des gâteaux dépend de la force du réseau de particules solides et est élevée comparativement aux suspensions moins concentrées. Un gâteau de boue

rouge peut être comparé à un sol compacté. La force de cisaillement des sols compactés est égale à la force du réseau non-drainé (Robitaille et Tremblay 1997).

### 3.4.1 La résistance au cisaillement des sols

Cette section présente des notions de base de mécanique des sols qui peuvent aussi être appliquées dans le cas d'un gâteau de boue rouge compacté. Plusieurs concepts de la mécanique des sols et des équations provenant du forage des sols humides sont utilisés dans le modèle mathématique élaboré puisqu'ils sont adaptés au comportement rhéologique de la boue rouge à haute fraction solide dans la presse à vis.

#### *3.4.1.1 Les contraintes normales sur un plan de cisaillement*

Sur un élément de sol, des contraintes verticales et horizontales peuvent être appliquées (voir Figure 11). Celles s'appliquant sur les plans où le cisaillement est nul sont les contraintes principales  $\sigma_1$ ,  $\sigma_2$  et  $\sigma_3$ . En mécanique des sols, les contraintes horizontales  $\sigma_2$  et  $\sigma_3$  sont souvent considérées égales.

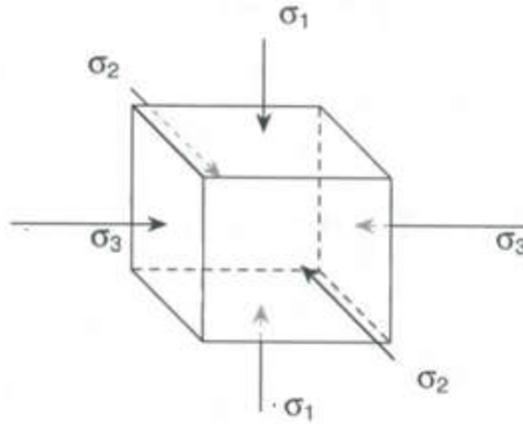


Figure 11. Contraintes en équilibre sur un élément de gâteau (Robitaille et Tremblay 1997)

Les contraintes verticales et horizontales qui agissent sur un élément de sol induisent un plan de cisaillement. Ce plan de cisaillement a un angle d'inclinaison  $\alpha$  par rapport à l'horizontal. Une contrainte de cisaillement ( $\tau$ ) et une contrainte normale  $\sigma_n$  se développent sur le plan de cisaillement permettant de maintenir l'équilibre. La contrainte tangentielle ( $\tau$ ) correspond à la contrainte de cisaillement (Robitaille et Tremblay 1997).

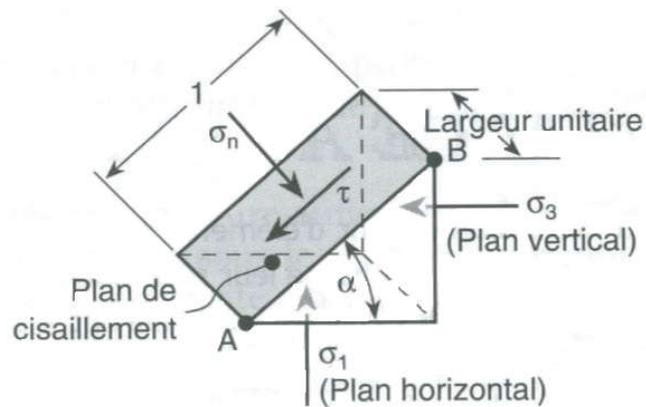


Figure 12. Plan de cisaillement d'un élément de sol (Robitaille et Tremblay 1997)

En considérant une largeur unitaire de l'élément de sol constante et une longueur du plan égale à 1, il est possible de calculer les deux contraintes à l'aide des équations 12 et 13 :

$$\tau = \left( \frac{\sigma_1 - \sigma_3}{2} \right) \sin 2\alpha \quad (12)$$

$$\sigma_n = \left( \frac{\sigma_1 + \sigma_3}{2} \right) + \left( \frac{\sigma_1 - \sigma_3}{2} \right) \cos 2\alpha \quad (13)$$

L'angle  $\alpha$  correspond à l'angle du plan de cisaillement. Pour obtenir la valeur de  $\alpha$ , l'équation 14 peut être utilisée :

$$\alpha = \frac{\varphi_f}{2} + 45^\circ \quad (14)$$

où  $\varphi_f$  est l'angle de frottement interne du matériel.

Lorsque l'angle  $\alpha$  varie mais que les contraintes  $\sigma_1$  et  $\sigma_3$  demeurent constantes, les contraintes  $\tau$  et  $\sigma_n$  tracent un cercle sur un graphique présentant  $\tau$  en fonction de  $\sigma_n$ . Ce cercle se nomme un cercle de Mohr. Le cercle de Mohr ne s'applique pas seulement aux sols, mais à tout autre matériau soumis à des contraintes agissant sur un plan de cisaillement. Lorsque les contraintes  $\sigma_1$  et  $\sigma_3$  et la valeur de l'angle  $\alpha$  sont connues, il est possible de trouver le point d'équilibre entre  $\tau$  et  $\sigma_n$ . Ce point est représenté par la lettre T sur la Figure 13.

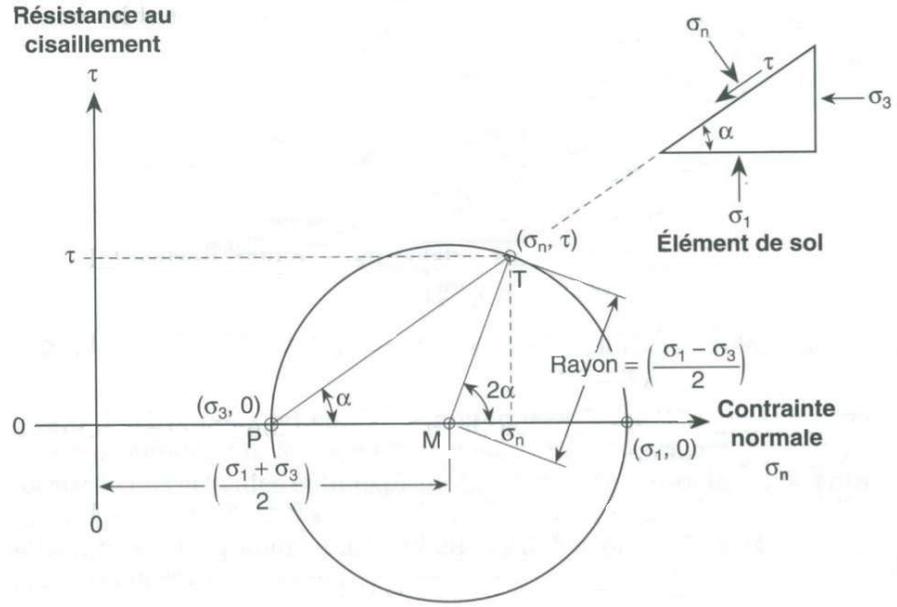


Figure 13. Cercle de Mohr (Robitaille et Tremblay 1997)

### 3.4.1.2. Les contraintes à la rupture

Il y a rupture lorsque la contrainte appliquée est plus grande que la résistance au cisaillement du sol et la rupture se fait dans le plan de cisaillement. La résistance au cisaillement à la rupture est directement proportionnelle à la contrainte normale à la rupture. Pour les sols cohérents, lorsque la contrainte normale à la rupture est nulle, il y a tout de même une résistance au cisaillement de base qui est due à la cohésion. Pour calculer la résistance au cisaillement due à la cohésion d'un sol cohérent, l'équation de Coulomb est utilisée :

$$\tau_{rupt} = c + \sigma_{nrup} \tan \varphi_f \quad (15)$$

où  $c$  est la cohésion et  $\varphi_f$  l'angle de frottement interne.

L'angle de frottement interne est un indice de la force de cisaillement du sol due au frottement. Généralement, pour les sols surconsolidés et compactés, l'angle de frottement interne diminue et la valeur de la cohésion est élevée (Holtz et Kovacs 1991). L'angle de frottement interne d'un gâteau influence grandement sa facilité d'écoulement. Plus l'angle de frottement est grand, plus la contrainte à appliquer pour maintenir son écoulement le sera également. L'angle de frottement interne peut être mesuré par un essai de compression simple ou avec une boîte de cisaillement. La forme des particules et la compaction ont aussi une influence sur l'angle de frottement interne.

#### *3.4.1.3. La résistance au cisaillement non drainé*

La résistance au cisaillement non drainé est une valeur utilisée dans le modèle mathématique du présent projet. Pour déterminer la résistance au cisaillement non-drainé des sols cohérents, l'essai de compression simple est l'une des méthodes les plus utilisées. Cet essai consiste à appliquer une force axiale sur un échantillon cylindrique de sol ou de gâteau. La force est augmentée progressivement jusqu'à rupture de l'échantillon. En calculant l'aire de l'échantillon ( $A$ ) sur laquelle la force ( $F$ ) est appliquée, la contrainte principale majeure peut être calculée avec l'équation 16 :

$$\sigma_1 = \frac{F}{A} \quad (16)$$

La rupture au cours d'un essai de compression simple peut être observée sous trois formes : rupture fragile, rupture plastique ou rupture fragile et plastique. La rupture fragile se caractérise par la présence d'un plan de cisaillement net, qui apparaît lorsque la charge maximale que l'échantillon peut supporter est atteinte. La rupture plastique se caractérise par un aplatissement de l'échantillon qui prend la forme d'un tonneau, sans qu'il y ait de plan de cisaillement apparent. Dans le cas de ce type de rupture, puisqu'il n'y a pas de signe évident de rupture, la valeur maximale de la contrainte axiale est considérée comme celle appliquée lorsque la déformation axiale atteint 15%. La rupture fragile et plastique se caractérise par un aplatissement conjugué à l'apparition de fissures. À la rupture, la contrainte principale majeure correspond à la force maximale appliquée ( $F_{max}$ ) sur l'aire de l'échantillon :

$$\sigma_{1rupt} = \frac{F_{max}}{A} \quad (17)$$

Lors d'un essai de compression simple, aucune force horizontale n'est appliquée. La contrainte mineure ( $\sigma_{3rupt}$ ) est donc nulle. La valeur de contrainte principale majeure ( $\sigma_{1rupt}$ ) permet d'obtenir la résistance au cisaillement non-drainé ( $S_u$ ) :

$$S_u = \frac{\sigma_{1rupt}}{2} \quad (18)$$

La résistance au cisaillement est influencée par la teneur en eau, il est donc important de mesurer la résistance au cisaillement non drainé pour différentes fractions solides. Les tests de compression simple sont idéaux pour le présent projet, puisqu'ils sont faciles à réaliser et peuvent être effectués sur des échantillons compactés.

#### *3.4.1.4 Le coefficient de frottement*

Les fluides particuliers à l'état de gâteau ont une concentration solide élevée, ce qui augmente leur résistance à l'écoulement non seulement par le frottement interne, mais aussi par le frottement créé sur les parois des conduits dans lesquels ils sont transportés. Dépendamment du type de surface des parois, de leur rugosité ou de la forme des conduits, les pertes de charge lors du transport peuvent être très élevées et ces dernières augmentent avec la concentration solide du gâteau. Le coefficient de frottement du gâteau sur le matériel avec lequel il est en contact lors du transport est un élément important à connaître. Le coefficient de frottement sur l'acier peut se mesurer avec une boîte de cisaillement. Le coefficient de frottement est fonction de l'angle de frottement interne du matériel.

## CHAPITRE 4

### SÉPARATION SOLIDE-LIQUIDE ET FILTRATION SOUS PRESSION

La séparation solide-liquide est une étape importante de plusieurs procédés industriels. Elle se retrouve à plus d'un endroit dans le procédé Bayer et est une étape clé dans le traitement des résidus de la bauxite. La séparation solide-liquide d'une suspension de boue rouge par décantation seule ne permet pas d'atteindre des fractions massiques au-delà de 50% p/p, l'étape de décantation doit être suivie d'une seconde étape d'épaississement. Dans le cadre du présent projet, la boue rouge provient de l'étape préliminaire de décantation et subit ensuite une filtration sous pression. La théorie de la filtration sous pression et les équipements utilisés sont présentés dans ce chapitre, avec une brève revue des différentes techniques de séparation solide-liquide.

#### 4.1 MÉTHODES DE SÉPARATION SOLIDE-LIQUIDE

L'efficacité des méthodes de séparation solide-liquide se caractérise fréquemment par la fraction massique de la phase solide obtenue. Dépendamment de la fraction solide à atteindre, différentes méthodes de séparation solide-liquide peuvent être utilisées. La Figure

144 présente les méthodes de séparation solide-liquide disponibles en fonction des fractions massiques à l'alimentation du procédé et celles ciblées à sa sortie.

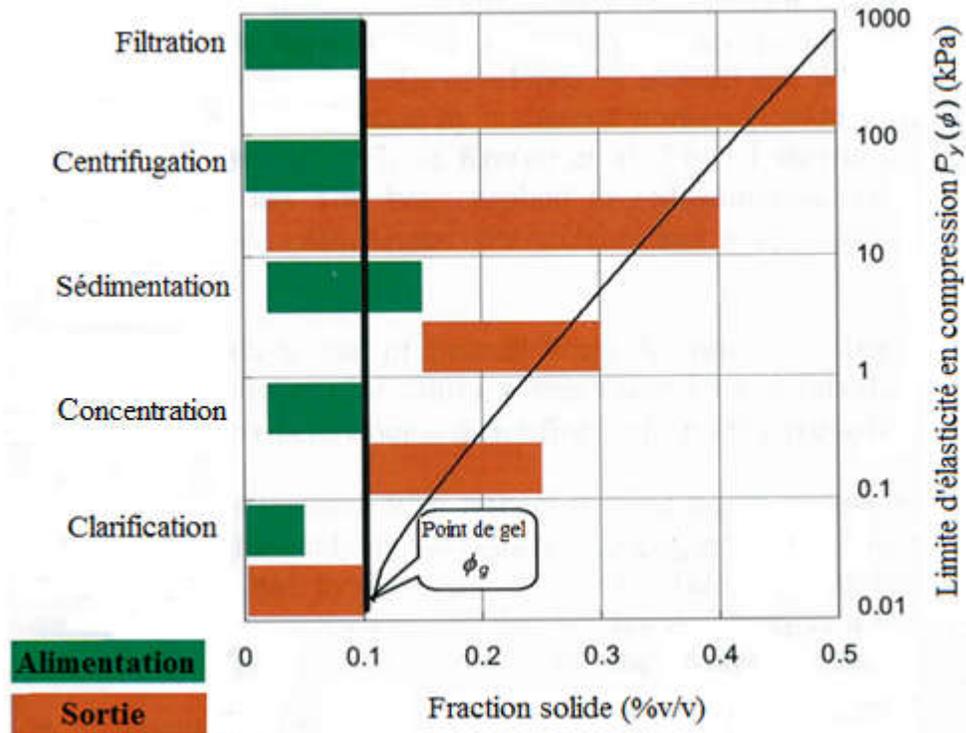


Figure 14. Plages de fraction solide d'alimentation et de sortie pour des équipements industriels de séparation solide-liquide (de Kretser et al. 2005)

La sédimentation, la centrifugation et la filtration sont toutes des méthodes appropriées pour épaissir une suspension, mais la filtration permet d'atteindre les plus hautes cibles de fraction solide à la sortie du procédé. Parmi les types de filtration, la filtration sous pression permet d'obtenir les meilleurs résultats.

#### 4.1.1 La sédimentation

Il y a trois principaux types de sédimentation : la sédimentation libre, la sédimentation par floculation et la sédimentation retardée. La sédimentation libre a lieu lorsque la suspension est à basse concentration et que les particules peuvent sédimenter librement sans entrer en contact avec d'autres particules. La sédimentation par floculation s'effectue lorsque les particules solides sont floculées, ce qui augmente la vitesse de sédimentation, mais que la suspension est encore suffisamment diluée pour que les interactions entre les agglomérats soient négligeables. Finalement, la sédimentation retardée se produit quand la concentration de solides régit la vitesse de sédimentation en freinant les particules. Lors de la sédimentation d'une suspension, les trois types de sédimentation peuvent intervenir l'un après l'autre (voir Figure 15).

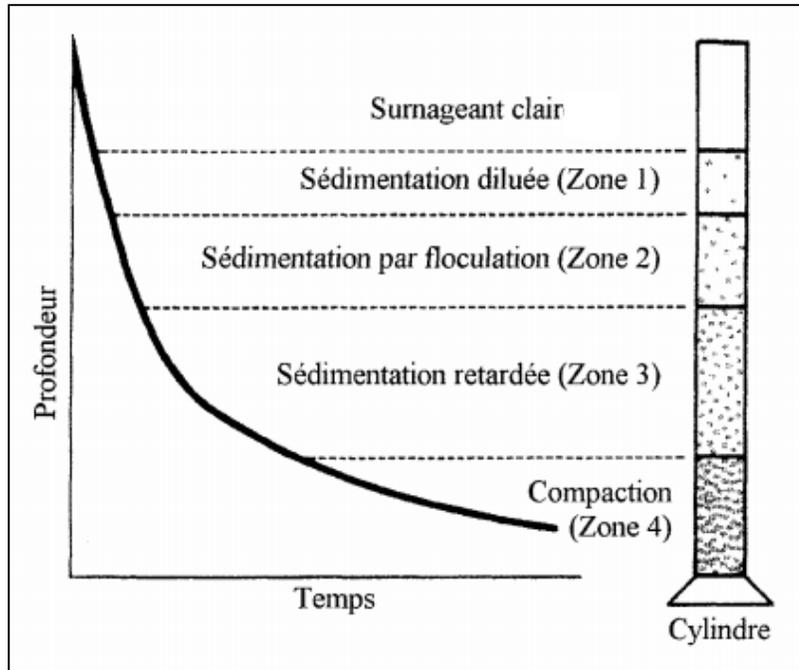


Figure 15. Schéma des phases de sédimentation en test du cylindre (Bouchard 2011)

La sédimentation est influencée majoritairement par la taille des particules solides, leur densité et la viscosité du fluide. Lorsque la taille des particules est de quelques microns, comme les particules de boue rouge, leur vitesse de sédimentation est très lente. Il est nécessaire de former des agglomérats, appelés flocs, afin d'accélérer leur sédimentation.

#### 4.1.2 La décantation

La décantation utilise les principes de la sédimentation, dans de grands réservoirs appelés décanteurs. La décantation sous gravité est la méthode la plus communément utilisée pour la séparation solide-liquide de la boue rouge. Elle permet de traiter de grands débits à

faible coût. Par contre, la siccité moyenne de la boue rouge obtenue avec cette méthode se situe autour de 50 %p/p (Bánvölgyi et Huan 2009). Dans le processus de décantation sous gravité, la liqueur clarifiée s'écoule par une surverse dans la partie supérieure du décanteur, alors que la boue rouge sédimentée est évacuée à la sousverse dans le bas du réservoir (Figure 16). La séparation entre la boue et la liqueur Bayer est accélérée par l'ajout d'agents floculants, qui agglomèrent les particules solides ensemble pour former des floccs qui ont une vitesse de sédimentation plus élevée (Bouchard 2011). Dans le lit de boue sédimentée, la siccité est augmentée à l'aide de râteaux, qui favorisent la séparation solide-liquide tout en déplaçant la boue radialement vers la sousverse (Boivin 2004). À la sortie des décanteurs, la boue est acheminée par pompage aux sites de disposition.

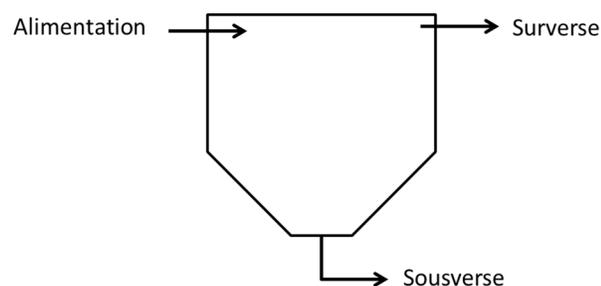


Figure 16. Schéma d'écoulement d'un décanteur

Malgré l'optimisation des équipements et des paramètres d'opération, la décantation est limitée quant à la fraction solide à la sortie par la limite d'élasticité en compression de la boue rouge. C'est pourquoi une étape subséquente de séparation doit être effectuée.

### 4.1.3 La centrifugation

La centrifugation augmente les forces de masse des particules. Cela a pour effet de permettre la sédimentation de particules plus fines qui ne sédimentent pas par gravité seulement. La centrifugation utilise le principe de la différence de densité entre les deux phases à séparer (Svarovsky 1990). Les forces centrifuges entraînent radialement les particules solides vers l'intérieur ou vers l'extérieur, dépendamment de la densité de chaque phase. C'est une méthode qui est bien adaptée aux petits volumes de matériel à traiter en fournée. Par contre, le coût des équipements croît rapidement avec leurs dimensions, ce qui rend cette méthode inappropriée pour traiter de grands débits (Usher 2002). Deux types d'équipements utilisent le principe de la centrifugation : les hydrocyclones dont la paroi est fixe et les centrifugeuses dont la paroi est mobile.

#### *4.1.3.1 Les hydrocyclones*

Les hydrocyclones utilisent les principes de la centrifugation, mais ne sont pas conçus pour épaissir une suspension jusqu'à des fractions solides élevées. En effet, la suspension doit s'écouler facilement à l'intérieur de ses derniers, puisqu'ils ne possèdent pas de pièce rotative. L'effet centrifuge est dû à un vortex produit par la source d'alimentation de la suspension qui est placée tangentiellement à la paroi. Bien que les hydrocyclones soient fiables et de faible coût, cette technique n'est pas adaptée pour la production de boue à haute

fraction solide et s'applique moins bien aux suspensions flocculées en raison des grands gradients de vitesse qui engendrent un cisaillement qui risque de briser les floccs.

#### *4.1.3.2 Les centrifugeuses*

Les centrifugeuses possèdent des bols rotatifs dans lesquels la suspension s'écoule suivant le mouvement rotatif. Comme la suspension tourne avec l'équipement, le cisaillement est plus faible, ce qui rend cet équipement plus adapté aux suspensions flocculées. Contrairement aux hydrocyclones, elles permettent de produire des boues plus épaisses. Les centrifugeuses sont majoritairement utilisées à petite échelle et en tournée. Adapter cette technique à grande échelle implique des équipements complexes et des coûts très élevés.

## 4.2 FILTRATION

La filtration consiste à effectuer une séparation solide-liquide en passant une suspension dans un médium perméable qui retient les particules solides et laisse passer le liquide, appelé filtrat. Pour forcer le liquide au travers du médium perméable un différentiel de pression doit être appliqué. Le différentiel de pression peut être appliqué de différentes façons: par gravité, par la création d'un vide (aspiration) ou l'ajout d'une pression positive, par une force centrifuge ou encore par un gradient de saturation. De manière

générale, la filtration peut être divisée en trois classes : la filtration tangentielle, la filtration à lit profond et la filtration sur gâteau.

#### 4.2.1 La filtration tangentielle

En général, lors d'une filtration, l'écoulement de la suspension est dirigé directement vers le médium filtrant. Par contre, lorsque le sens général de l'écoulement de la suspension est parallèle au médium filtrant, on parle de filtration tangentielle (Figure 17). Dans ce type de filtration, un grand cisaillement est produit par l'écoulement rapide à la surface des particules solides accumulées sur le filtre. Ce cisaillement entraîne de nouveau dans la suspension les particules solides s'étant accumulées sur le filtre, empêchant ainsi la formation d'un gâteau permanent (Concha 2004). La suspension se concentre donc vers l'aval par l'évacuation d'une partie du fluide au travers du médium filtrant, mais aussi par le retour des particules solides entraînées avec le temps. Ce type de filtration est idéal pour les applications où il n'est pas nécessaire d'obtenir un produit final à haut pourcentage solide.

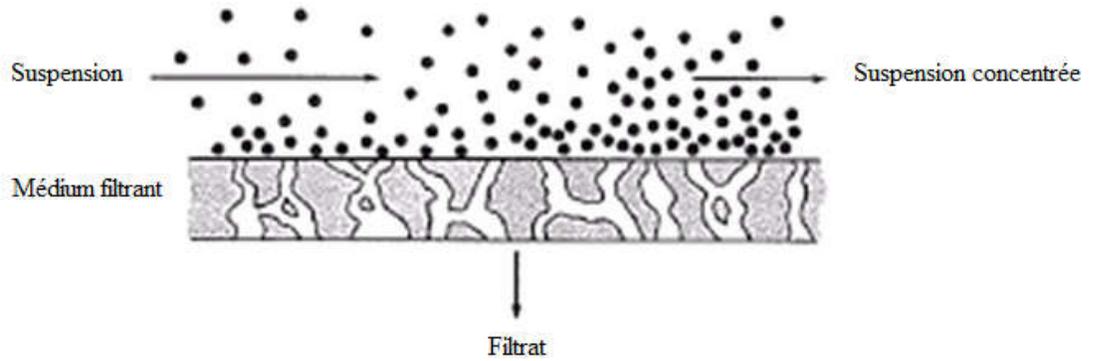


Figure 17. Schéma d'une filtration tangentielle

#### 4.2.1.1 La filtration à lit profond

Dans le cas de la filtration à lit profond, la déposition des particules solides se fait à l'intérieur du médium perméable et non à sa surface (Figure 18). Ce type de filtration est majoritairement utilisé pour clarifier les suspensions diluées en filtrant les fines particules solides qu'elles contiennent. Les pores du médium filtrant doivent avoir une taille supérieure aux particules solides et être profonds pour permettre aux particules d'entrer à l'intérieur du médium filtrant et d'être retenues dans les pores. Ce type de filtre nécessite des nettoyages réguliers pour enlever les particules emprisonnées à l'intérieur qui augmentent sa résistance avec le temps.

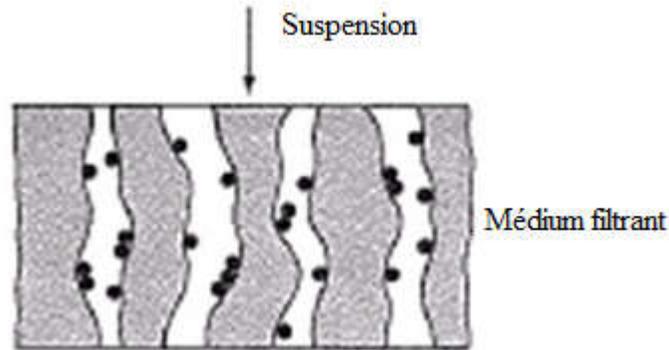


Figure 18. Schéma d'une filtration à lit profond

#### 4.2.1.2 La filtration sur gâteau

La filtration sur gâteau est la filtration la plus utilisée dans l'industrie minière. Lors d'une filtration sur gâteau, les particules solides se déposent sur le médium perméable et forment un gâteau à la surface de ce médium (voir Figure 19). Cette couche de gâteau formée de particules solides apparaît naturellement lorsque les orifices du filtre sont plus petits que les particules solides. Afin de provoquer le passage du liquide au travers du gâteau et médium filtrant, la pression doit être plus élevée du côté du filtre où se trouve la suspension. La filtration sur gâteau est une filtration dite frontale, c'est-à-dire que l'écoulement de la suspension est perpendiculaire au médium filtrant.

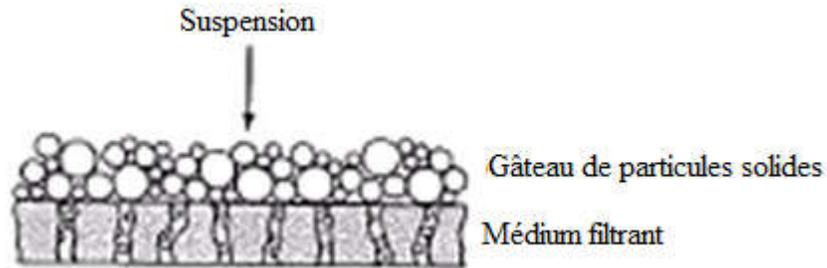


Figure 19. Filtration sur gâteau

Pour la filtration d'une suspension de boue rouge à l'aide d'une presse à vis, il est question de filtration sur gâteau. Bien que l'écoulement général de la suspension semble être parallèle au filtre, la vitesse radiale de l'écoulement de la suspension est près de 100 fois plus rapide que la vitesse tangentielle. De plus, l'écoulement tangentiel de la suspension non filtrée est bloqué par le gâteau qui remplit les derniers pas de la vis, ce qui force la filtration de la suspension sur le filtre. Après validations par essais expérimentaux, les équations de filtration tangentielle ne s'appliquent pas. Le procédé de la presse à vis doit être traité comme une filtration frontale sur gâteau.

#### 4.3 FILTRATION SOUS PRESSION

Pour obtenir une fraction solide élevée, la pression appliquée doit être supérieure à la limite d'élasticité en compression de la suspension. Lorsque la suspension est difficile à filtrer et que sa limite d'élasticité en compression est élevée à haute fraction solide (comme

la boue rouge), la filtration sous pression est la mieux adaptée pour la production de gâteau sec. Les différentiels de pression des autres méthodes de filtration (sous gravité, sous-vide, par centrifugation ou par gradient de saturation) sont inférieurs à la limite d'élasticité en compression de la boue rouge. La pression nécessaire à l'obtention d'un gâteau solide peut être appliquée par une presse hydraulique, par exemple.

Le principe de la filtration sous pression s'explique vraiment bien en considérant une suspension dans un cylindre poussée à travers un médium filtrant par un piston (Figure 20). Au départ, un volume de suspension est déposé sur la surface du filtre et le piston est déposé à la surface de celle-ci. Lorsque le piston se rapproche du filtre, il se crée un gâteau sur le médium filtrant. Lorsque tout le volume initial de suspension a été filtré, le piston s'arrête car la limite d'élasticité en compression du gâteau devient alors égale à la pression appliquée par le piston. Le volume final de gâteau déposé sur le filtre et le volume de filtrat récolté équivalent au volume initial de la suspension car les phases solide et liquide sont incompressibles.

Le bilan de masse est :

$$V_0 = V_c + V_f \quad (19)$$

où  $V_0$  est le volume initial de suspension,  $V_c$  est le volume de gâteau produit et  $V_f$  est le volume de filtrat.

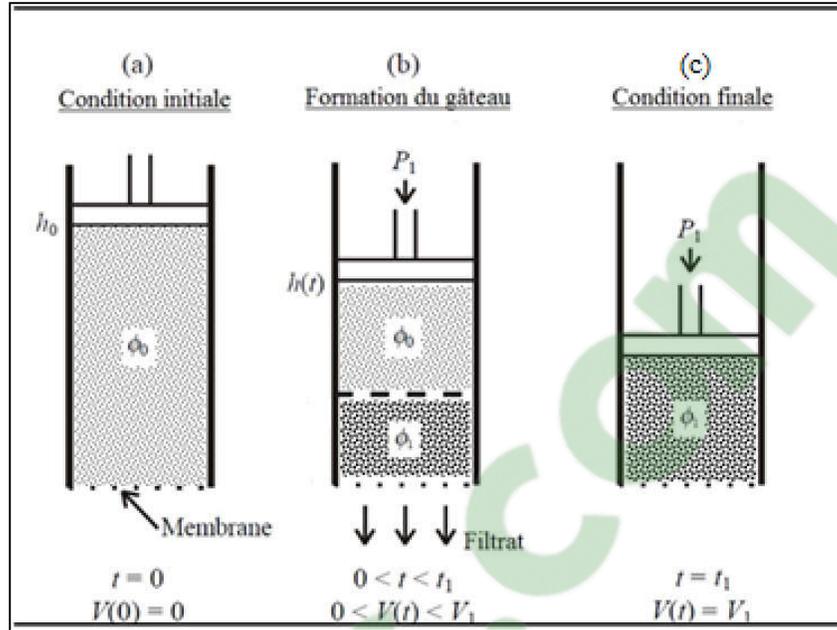


Figure 20. Évolution d'une filtration sous pression dans le temps (Gravel 2015)

La filtration sous pression peut être effectuée sous trois régimes différents: à débit de filtrat constant, à pression constante ou à débit et pression variables.

#### 4.3.1 Les équations de la filtration

##### 4.3.1.1 La loi de Darcy modifiée

La filtration est communément décrite comme un écoulement en milieu poreux par la loi de Darcy:

$$\frac{dV_f}{dt} = \frac{Sk\Delta P}{\mu L} \quad (20)$$

où  $V_f$  correspond au volume de filtrat ( $m^3$ ),  $t$  est le temps (s),  $S$  est la surface du filtre ( $m^2$ ),  $k$  est la perméabilité traditionnelle de Darcy ( $m^2$ ),  $\Delta P$  est la perte de charge (Pa),  $\mu$  est la viscosité dynamique du liquide (Pa·s) et  $L$  est l'épaisseur du milieu perméable (m).

Lors de la filtration d'un fluide particulaire, la loi de Darcy s'applique seulement dans les premiers instants de la filtration si le régime d'écoulement est laminaire et lorsqu'il n'y a pas encore de gâteau d'accumulé sur le filtre. Dans le cas d'une filtration avec gâteau, cette loi peut être modifiée pour y introduire les résistances induites par le gâteau et le filtre. Lorsqu'un gâteau s'accumule progressivement sur le filtre, sa résistance augmente, ce qui cause une diminution du débit de filtrat avec le temps, pour un même gradient de pression appliqué. Comme l'augmentation de la résistance engendre une diminution du débit de filtrat, les résistances du filtre et du gâteau apparaissent au dénominateur du membre de droite de l'équation 21 résultant en la loi de Darcy modifiée :

$$\frac{dV_f}{dt} = \frac{S\Delta P}{\mu(r_c+r_f)} \quad (21)$$

où  $r_c$  est la résistance du gâteau ( $m^{-1}$ ) et  $r_f$  est la résistance du filtre ( $m^{-1}$ ).

En comparant les équations 20 et 21, les résistances  $r_c$  et  $r_f$  sont reliées à la perméabilité  $k$  et à l'épaisseur  $L$  du milieu perméable par:

$$r_{(c,f)} = \frac{L}{k} \quad (22)$$

La résistance du filtre est souvent considérée constante et négligeable par rapport à celle du gâteau, mais elle est presque inévitablement affectée par l'infiltration de particules solides très fines et peut augmenter lentement dans le temps. La taille et la distribution granulométrique des particules peuvent influencer le niveau de colmatage du filtre, ainsi que la pression appliquée. Une pression plus grande force un plus grand nombre de particules à entrer dans le filtre.

Si la filtration s'effectue à pression constante et que le gâteau est incompressible, la résistance du gâteau ( $r_c$ ) peut être reliée à la quantité de gâteau déposée sur le filtre (Svarovsky 1990) :

$$r_c = \alpha_r w \quad (23)$$

où  $\alpha_r$  est la résistance spécifique massique du gâteau ( $m \cdot kg^{-1}$ ) et  $w$  est la masse de solide du gâteau déposée par unité de surface ( $kg \cdot m^{-2}$ ).

Ainsi:

$$w = \frac{m_c}{S} \quad (24)$$

où  $m_c$  est la masse de gâteau accumulé sur le filtre (kg).

La masse de gâteau sur le filtre ( $m_c$ ) peut être exprimée en fonction du volume de filtrat produit. La relation utilise un bilan de masse entre le solide dans la suspension initiale

et celui dans le gâteau. Le volume de solide dans la suspension initiale est donné par l'équation 25 :

$$V_s = \varphi_0 V_0 \quad (25)$$

où  $V_s$  est le volume de solide de la suspension initiale et  $\varphi_0$  est sa fraction solide volumique.

De la même manière, le volume de solide du gâteau est donné par l'équation 26:

$$V_s = \varphi_c V_c \quad (26)$$

où  $\varphi_c$  est la fraction solide volumique du gâteau accumulé sur le filtre.

Puisque le volume de solide est conservé, on obtient :

$$V_0 = \frac{\varphi_c V_c}{\varphi_0} \quad (27)$$

En substituant  $V_0$  de l'équation 27 dans l'équation 19, on obtient le volume de gâteau accumulé en fonction du volume de filtrat :

$$V_c = \frac{\varphi_0}{\varphi_c - \varphi_0} V_f \quad (28)$$

Pour obtenir le volume de solide du gâteau, on substitue l'équation 28 dans l'équation 26 :

$$V_s = \frac{\varphi_0 \varphi_c}{\varphi_c - \varphi_0} V_f \quad (29)$$

Finalement, la masse de solide du gâteau accumulée peut être exprimée en fonction du volume de filtrat par l'équation 30:

$$m_c = \frac{\varphi_0 \varphi_c}{\varphi_c - \varphi_0} V_f \rho_{sol} \quad (30)$$

La résistance du gâteau ( $r_c$ ) peut aussi être exprimée en fonction du volume de filtrat (équations, 23, 24 et 30) :

$$r_c = \alpha_r \frac{\varphi_0 \varphi_c}{(\varphi_c - \varphi_0) S} V_f \rho_{sol} \quad (31)$$

En substituant l'équation 31 dans l'équation 21, on obtient la loi de Darcy modifiée (équation 32), dans laquelle la résistance du gâteau est fonction du volume de filtrat produit. L'équation 32 sera intégrée et utilisée plus loin dans le modèle mathématique de la presse à vis:

$$\frac{dV_f}{dt} = \frac{S \Delta P}{\alpha_r \mu \frac{\varphi_0 \varphi_c}{(\varphi_c - \varphi_0) S} V_f \rho_{sol} + \mu r_f} \quad (32)$$

#### 4.3.1.2 La filtration radiale

L'équation 32 est valide lorsque la surface de filtration (S) est constante. Dans le cas de la filtration radiale sur tambour, la surface de filtration diminue ou augmente avec le temps selon que la filtration a lieu à l'intérieur ou à l'extérieur du rayon de courbure du tambour. Dans le cas de la presse à vis, la filtration est faite à l'intérieur d'un filtre cylindrique et donc à l'intérieur du rayon de courbure. Pour représenter ce cas, les équations décrivant le volume

de filtrat en fonction de l'aire de filtration qui diminue avec l'épaisseur de gâteau seront présentées. Lorsque le gâteau s'accumule à l'intérieur d'un filtre cylindrique, son rayon diminue à mesure que le gâteau se dépose sur la paroi du filtre.

La surface de filtration varie avec l'épaisseur du gâteau sur le filtre selon:

$$S = 2\pi l(R_f - e_c) \quad (33)$$

où  $l$  est la longueur du filtre cylindrique (m),  $R_f$  est le rayon interne du filtre (m) et  $e_c$  est l'épaisseur de gâteau accumulé sur la paroi du filtre (m).

On suppose que le gâteau se répartit uniformément sur le filtre. Le volume de gâteau donné par l'équation 28 peut donc être calculé avec l'équation 34 :

$$\frac{\varphi_0}{\varphi_c - \varphi_0} V_f = l\pi[R_f^2 - (R_f - e_c)^2] \quad (34)$$

En substituant  $e_c$  de l'équation 34 dans l'équation 33, on obtient l'équation reliant la surface filtrante au volume de filtrat extrait :

$$S = 2\pi l \left[ R_f - \sqrt{\frac{V_f \varphi_0}{\pi l (\varphi_c - \varphi_0)}} \right] \quad (35)$$

Finalement, l'équation de Darcy modifiée pour un système de filtration radiale dans lequel le gâteau se forme à l'intérieur d'un filtre cylindrique devient:

$$\frac{dV_f}{dt} = \frac{2\pi l \Delta P \left[ R_f - \sqrt{\frac{V_f \varphi_0}{\pi l (\varphi_c - \varphi_0)}} \right]}{\left( \frac{\alpha_r \mu V_f \rho_{sol} \varphi_0 \varphi_c}{2\pi l (\varphi_c - \varphi_0) \left[ R_f - \sqrt{\frac{V_f \varphi_0}{\pi l (\varphi_c - \varphi_0)}} \right]} + \mu S_0 r_f \right)} \quad (36)$$

où  $S_0$  est l'aire de départ du filtre, sans accumulation de gâteau.

L'équation 36 peut ensuite être intégrée pour obtenir le volume de filtrat par unité de temps. Lorsque l'épaisseur de gâteau formée est négligeable par rapport au rayon du filtre, l'aire de filtration peut être posée comme constante et la loi de Darcy modifiée présentée à l'équation 32 s'applique.

#### *4.3.1.3 Les gâteaux compressibles et incompressibles*

Le gâteau est incompressible si sa résistance spécifique à la filtration est indépendante du différentiel de pression appliqué. C'est-à-dire que peu importe la pression appliquée, la valeur de la résistance spécifique à la filtration reste la même. Par contre, si la résistance du gâteau augmente avec la pression appliquée, le gâteau est compressible. Lorsqu'un gâteau est compressible, une augmentation du gradient de pression appliqué engendre une diminution de la porosité.

Lorsqu'une filtration s'effectue à pression constante, la résistance spécifique d'un gâteau compressible ne varie pas dans le temps, puisque le gâteau a toujours la même porosité. Pour que la porosité du gâteau varie, il faut aussi que la pression varie. Donc lorsque la filtration est effectuée à pression constante, la résistance spécifique à la filtration est aussi constante, comme si le gâteau était incompressible. Les équations de filtration à pression constante peuvent donc être utilisées.

#### 4.3.1.4. La filtration à pression constante

Lors d'une filtration à pression constante, le différentiel de pression appliqué ne varie pas. C'est le débit de filtrat qui diminue avec l'épaisseur de gâteau qui augmente sur le filtre. Pour calculer le débit de filtrat extrait pendant le temps de filtration, l'équation 32 peut être réarrangée pour isoler le temps :

$$dt = \frac{\alpha_r \mu \frac{\varphi_0 \varphi_c}{(\varphi_c - \varphi_0) S} V_f \rho_{sol}}{S \Delta P} dV_f + \frac{\mu r_f}{S \Delta P} dV_f \quad (37)$$

Ensuite, l'équation 37 peut être intégrée:

$$\int_0^t dt = \frac{\alpha_r \mu \frac{\varphi_0 \varphi_c}{(\varphi_c - \varphi_0) S} \rho_{sol}}{S \Delta P} \int_0^{V_f} V_f dV_f + \frac{\mu r_f}{S \Delta P} \int_0^{V_f} dV_f \quad (38)$$

Pour obtenir finalement:

$$t = \frac{\alpha_r \mu \frac{\varphi_0 \varphi_c}{(\varphi_c - \varphi_0) S} \rho_{sol}}{2 S \Delta P} V_f^2 + \frac{\mu r_f}{S \Delta P} V_f \quad (39)$$

Théoriquement, les équations 32 et 37 sont valides lorsque l'établissement de la pression est instantané et qu'une quantité minimale de gâteau a déjà été déposée. Par contre, au début de la filtration, la pression varie et les premières couches de gâteau se déposent. Dans les premières secondes de la filtration, l'équation 39 ne s'applique donc pas. Pour éliminer cette période initiale de transition, les bornes inférieures d'intégration utilisées dans l'équation 38 doivent être celles correspondant au début de la plage où les équations 32 et 37 s'appliquent:

$$t - t_0 = \frac{\alpha_r \mu \frac{\varphi_0 \varphi_c}{(\varphi_c - \varphi_0) S} \rho_{sol}}{2S\Delta P} (V_f - V_{f0})^2 + \frac{\mu r_f}{S\Delta P} (V_f - V_{f0}) \quad (40)$$

où  $t_0$  est le temps où se termine la période initiale de transition et  $V_{f0}$  est le volume de filtrat correspondant.

#### 4.3.1.4.1 La résistance du gâteau

L'équation 39 peut être linéarisée en la divisant par  $V_f$ , en excluant l'origine où  $V_f$  est nul:

$$\frac{t}{V_f} = \frac{\alpha_r \mu \frac{\varphi_0 \varphi_c}{(\varphi_c - \varphi_0) S} \rho_{sol}}{2S\Delta P} V_f + \frac{\mu r_f}{S\Delta P} \quad (41)$$

La pente de cette droite correspond à la valeur de la résistance spécifique du gâteau. La Figure 21 montre un exemple de droites tracées de  $t/V_f$  en fonction de  $V_f$  pour différents différentiels de pression appliqués. Plus la pression augmente, plus la pente de la droite diminue, ce qui traduit non seulement une pression plus élevée mais aussi une résistance spécifique du gâteau plus élevée.

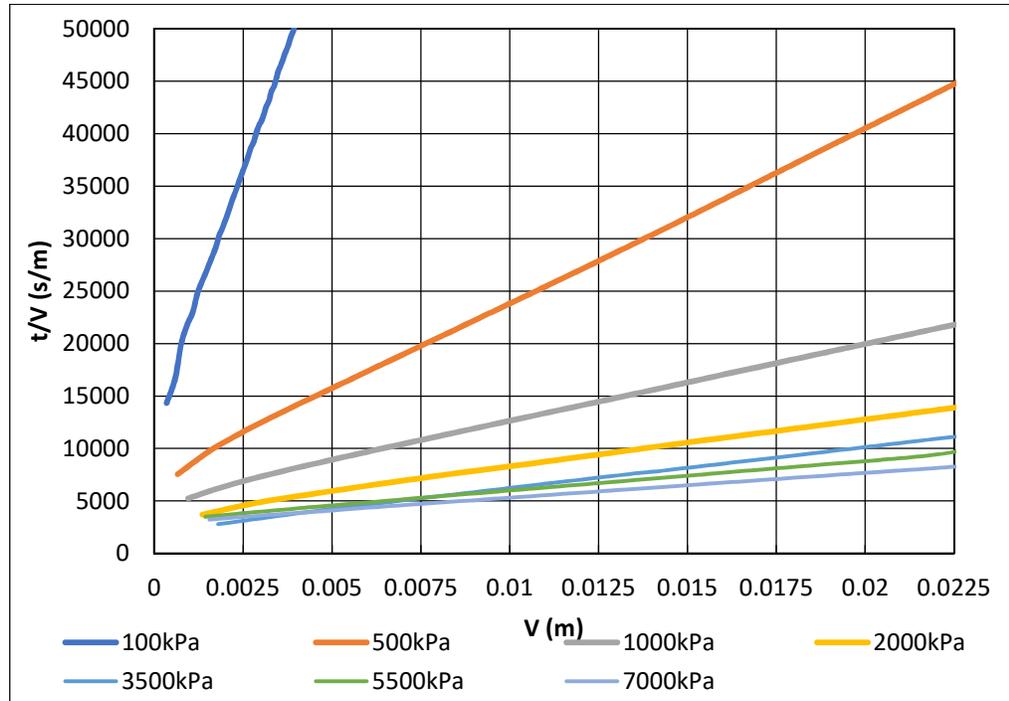


Figure 21. Courbes de filtration  $t/V$  vs  $V$  pour les essais sur la boue rouge avec la méthode à pression unique (Gravel 2015)

À l'aide de l'équation 31, la résistance du gâteau peut être utilisée à la place de la résistance spécifique :

$$\frac{t}{V_f} = \frac{\mu}{S\Delta P} \left( \frac{r_c}{2} + r_f \right) \quad (42)$$

Ensuite, la pente de la droite de  $t/V_f$  en fonction de  $V_f$  est obtenue :

$$\frac{d(t/V_f)}{dV_f} = \frac{\mu r_c}{2S\Delta P V_f} \quad (43)$$

À partir de l'équation 43, la résistance à la filtration du gâteau peut être exprimée comme suit :

$$r_c = \frac{d(t/V_f)}{dV_f} \frac{2S\Delta P V_f}{\mu} \quad (44)$$

Finalement, à partir de la résistance du gâteau, on peut obtenir la résistance spécifique massique du gâteau:

$$\alpha_r = \frac{d(t/V_f)}{dV_f} \frac{2S^2\Delta P}{\mu\phi_c\rho_{sol}} \frac{\phi_c - \phi_0}{\phi_0} \quad (45)$$

#### 4.3.1.4.2 La résistance du filtre

La résistance du médium filtrant correspond à l'ordonnée à l'origine de la droite de  $t/V_f$  en fonction de  $V_f$  :

$$b = \frac{\mu r_f}{S\Delta P} \quad (46)$$

où  $b$  est l'ordonnée à l'origine de la droite de  $t/V_f$  en fonction de  $V_f$ .

La résistance du filtre peut donc être calculée avec l'équation 46 :

$$r_f = \frac{S\Delta P b}{\mu} \quad (47)$$

#### 4.3.1.5 La filtration à débit constant

Lorsque la filtration est à débit constant, la pression devient variable et augmente avec l'épaisseur de gâteau accumulé sur le filtre. Dans ce cas, l'équation modifiée de la loi de Darcy peut être écrite comme suit :

$$Q = \frac{s\Delta P(t)}{\mu \left( \alpha_r \rho_{sol} \frac{\varphi_0 \varphi_c}{(\varphi_c - \varphi_0) S} V_f(t) + r_f \right)} \quad (48)$$

avec

$$V_f = Qt \quad (49)$$

où Q est égal au débit de filtrat (m<sup>3</sup>/s).

L'équation 48 peut être écrite explicitement pour le différentiel de pression en fonction du temps dans une filtration à débit constant :

$$\Delta P = \alpha_r \mu c_s \frac{Q^2}{S^2} t + \mu r_f \frac{Q}{S} \quad (50)$$

où  $c_s$  est la concentration solide du gâteau.

Deux résistances en série contrôlent le différentiel de pression à appliquer pour maintenir le débit constant : la résistance du gâteau accumulé sur la paroi du filtre et la résistance du filtre lui-même. Dans l'équation 50, le premier terme correspond à la perte de charge au travers du gâteau et le deuxième terme à la perte de charge au travers du filtre.

#### 4.3.2 Les paramètres influençant le taux de filtration

Plusieurs facteurs entrent en jeu, lorsqu'il est question d'efficacité de filtration. Il y a d'abord les paramètres liés à la suspension qui ont une grande influence. Ceux associés à l'équipement de filtration ont aussi un impact important sur le taux de filtration, ainsi que les cibles d'opération à l'entrée et à la sortie du procédé.

La grosseur des particules, leur forme et leur distribution granulométrique influencent le taux de filtration d'une suspension (Wakeman 2007). Les particules les plus fines d'une suspension s'insèrent pendant la filtration entre les autres particules du gâteau et augmentent la résistance à la filtration du gâteau, ainsi que du médium filtrant, si elle s'y insèrent aussi (Sorensen et al. 1997). Une légère augmentation du nombre de particules fines peut réduire significativement le taux de filtration. L'efficacité de filtration est aussi influencée par les propriétés du fluide, dont sa densité et sa viscosité. Ensuite, les propriétés de la suspension ont aussi une influence sur l'efficacité de filtration, dont sa concentration et sa limite d'élasticité en compression.

Du point de vue de l'équipement de filtration, les paramètres influençant l'efficacité sont l'aire de filtration, le différentiel de pression appliqué, le temps de filtration et la résistance du médium filtrant.

Pour optimiser le taux de filtration, les suspensions subissent souvent un prétraitement, comme l'addition de polymère, de coagulant, de modificateurs de pH ou l'ajout de particules solides formant un gâteau plus perméable et réduisant le colmatage des médiums filtrants.

La Figure 22 schématise le procédé de filtration et résume les différents éléments influençant l'efficacité du procédé.

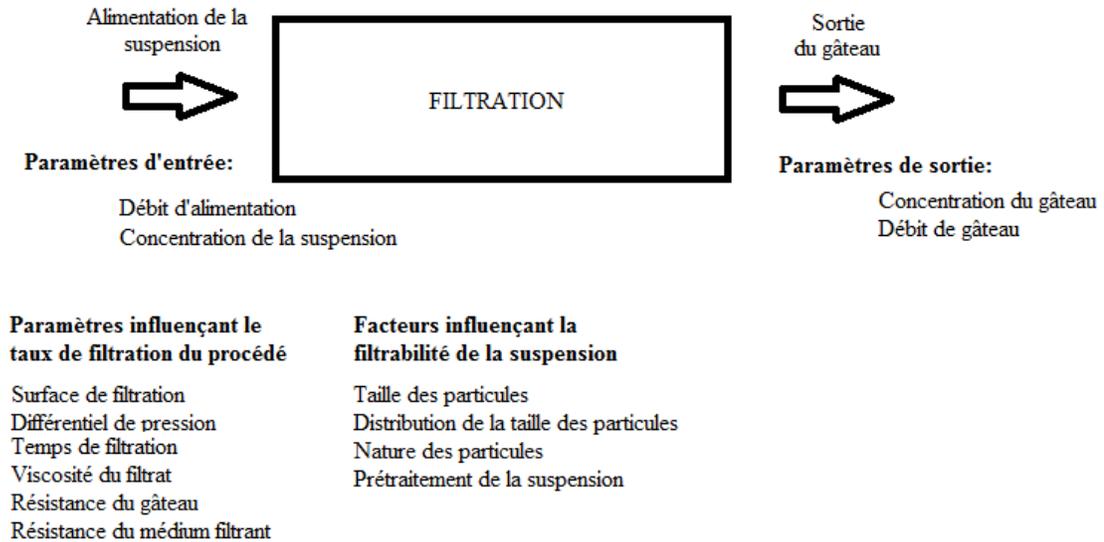


Figure 22. Paramètres et facteurs influençant la filtration

#### 4.4 ÉQUIPEMENTS DE FILTRATION

Il existe plusieurs types de filtres, dont certains permettant de former des gâteaux à haute fraction solide. Une revue détaillée des divers équipements et des techniques de filtration se trouve dans le livre Solid-Liquid separation de Svarovsky (Svarovsky 1990). On y retrouve entre autres plusieurs types de filtres sous vide, dont les filtres à disques, les filtres à bandes, les filtres à tambours et les filtres à cellules basculantes. Par contre, comme la boue rouge a une limite d'élasticité en compression élevée, seuls les filtres à pression positive

permettent d'obtenir de hautes fractions solides. C'est pourquoi les équipements de filtration sous pression seront présentés dans cette section.

#### 4.4.1 Les équipements de filtration sous pression

L'avantage des filtres sous pression est qu'ils permettent d'appliquer un différentiel de pression de plus de 101.3 kPa, ce qui est théoriquement la limite des filtres sous vide. Dans certains cas, l'atteinte de fractions solides plus élevées nécessite un différentiel de pression supérieur. En général, les filtres sous pression sont des équipements en semi-continu. Comme l'alimentation en suspension ne se fait pas en continu, un réservoir d'alimentation est nécessaire. À la fin du cycle de filtration, les filtres sont lavés et déchargés de leur gâteau. Des filtres en continus sont disponibles, mais compte-tenu de la difficulté d'enlever le gâteau du filtre, ils sont dispendieux et complexes du point de vue mécanique.

La durée du cycle de filtration varie selon l'application. Elle peut être de 5 à 10 minutes dans certains cas et jusqu'à plus de huit heures si le but est d'obtenir un filtrat très clair. Les filtres peuvent être opérés à pression constante, débit constant ou les deux combinés. Deux principaux facteurs déterminent la durée du cycle de filtration, le volume disponible pour le gâteau et la pression maximale applicable. En effet, pour la production de gâteau sec, le facteur déterminant la durée du cycle est le volume disponible pour le gâteau. Une fois le volume disponible rempli, le cycle se termine, même si la pression maximale n'a pas été atteinte. D'un autre côté, pour la production de filtrat très clair ou lorsque le gâteau

se colmate facilement, le cycle se termine lorsque la pression maximale a été atteinte, même si le volume maximal n'a pas été rempli.

Pour éviter le colmatage prématuré des filtres et faciliter leur nettoyage, une couche préliminaire sur le filtre est souvent formée avec un médium de perméabilité connue. Par contre, cette première couche réduit le volume disponible pour le gâteau, ce qui augmente le temps de filtration et engendre des coûts supplémentaires. Des aides à la filtration sont aussi communément utilisés. Leur effet est bénéfique lorsque la suspension à filtrer est diluée et qu'elle contient beaucoup de fines particules difficiles à filtrer. L'ajout d'aides à la filtration avec une granulométrie plus élevée a l'effet d'accélérer la filtration en produisant un gâteau poreux et donc plus perméable. Plusieurs matériaux peuvent être utilisés comme aide à la filtration, comme la diatomite, la perlite, la cellulose ou les copeaux de bois.

Les équipements de filtration sous pression offrent plusieurs avantages. Premièrement, les gâteaux produits ont une faible teneur en humidité et peuvent être utilisés pour faire des routes dans les sites de disposition. Ensuite, ils permettent de récupérer une grande proportion des éléments dissous dans le filtrat. Ils permettent aussi, si nécessaire, d'obtenir un filtrat très clair. D'un autre côté, ils ont aussi des désavantages. En effet, le nettoyage des filtres est souvent difficile et l'opération du filtre en milieu fermé ne permet pas de voir le gâteau formé pendant le cycle de filtration.

Les filtres sous pression les plus communément utilisés sont les filtres presses verticaux ou horizontaux, les filtres à cuves sous pression, les filtres à cartouches et les filtres en compression.

#### 4.4.1.1 Les filtres presses

Les filtres presses sont composés de plaques perforées munies de membranes filtrantes et montées sur des supports. Les plaques peuvent se déplacer sur les supports sous l'action d'une presse hydraulique ou d'une vis située à l'extrémité mobile de la suite de plaques. La filtration a lieu dans les chambres créées par l'espacement entre les plaques. Les chambres sont munies d'une entrée pour la suspension et d'une sortie pour le filtrat.

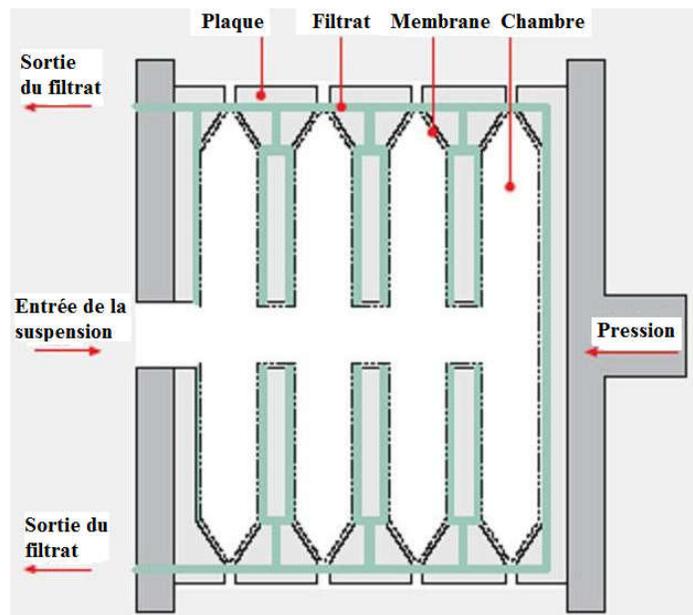


Figure 23. Schématisation du principe d'un filtre presse

En général, la filtration dans les filtres s'effectue en plusieurs étapes : filtration de la suspension, compression du gâteau, lavage du gâteau, décharge du gâteau et nettoyage de la

membrane. Pendant l'étape de filtration de la suspension, les plaques sont pressées ensemble sous pression par la pompe hydraulique. La filtration s'effectue des deux côtés de la chambre simultanément ce qui permet une filtration rapide. Dans l'étape de compression, le gâteau formé par filtration est alors compressé par une membrane en caoutchouc gonflée avec de l'air comprimé. Cette compression permet d'enlever encore un peu de liquide du gâteau. Le gâteau est ensuite lavé par l'injection d'un liquide de lavage pour récupérer la liqueur mère. Une étape additionnelle d'injection d'air comprimé au travers du gâteau peut être effectuée. Cela permet d'enlever le maximum d'humidité et d'obtenir des gâteaux jusqu'à moins de 8%*p/p* d'humidité. Les dernières étapes consistent à ouvrir les plaques et récolter le gâteau produit. Le nettoyage des membranes filtrantes peut ensuite être effectué à l'aide de jets d'eau combinés à une vibration des membranes. Suite à ce nettoyage, le cycle recommence.

Les filtres presses sont des équipements versatiles puisqu'il est facile de varier leur surface de filtration en variant le nombre de chambres actives. L'épaisseur des plaques peut être variée ou des espacements peuvent être aménagés pour augmenter la capacité des chambres. Ils sont disponibles en versions semi-automatique et automatique pour la décharge du gâteau par vibration ou par déplacement de la membrane filtrante. La décharge du gâteau et le nettoyage des membranes peuvent toutefois s'avérer difficiles, dépendamment des applications. Ils sont disponibles en versions horizontale ou verticale. La pression typique d'opération pour les filtres presses est de 6 ou 7 bars, mais elle peut atteindre jusqu'à 20 bars et plus.



Figure 24. Filtre presse horizontal KMEC engineering

Les filtres presses verticaux gagnent en popularité puisqu'ils permettent d'atteindre de hautes fractions solides et ont une grande capacité de filtration pour un faible espace occupé. Comme les filtres presses horizontaux, ils sont constitués d'une série de chambres empilées sur une bande filtrante continue.



Figure 25. Filtre presse vertical Huzhou Hehui Machinery Co.

#### *4.4.1.2 Les filtres à cuves sous pression*

Il existe plusieurs configurations pour les filtres à cuves sous pression. Ils sont composés d'un vaisseau pouvant être mis sous pression, contenant plusieurs éléments filtrants de géométrie variée (feuilles, cylindres, etc) montés verticalement ou horizontalement. Les éléments consistent en des pièces métalliques trouées recouverte d'une membrane filtrante ou d'une mousse métallique filtrante. Les filtres à cuves sous pression sont opérés en fournée et ont le désavantage de contenir encore de la suspension non filtrée à l'intérieur de la cuve lorsque le cycle de filtration est terminé.

Les filtres à bougies sont un exemple de filtre à cuves sous pression qui contiennent des éléments filtrants cylindriques. Cette forme permet d'avoir une aire de filtration qui augmente à mesure que le gâteau se crée sur la paroi.

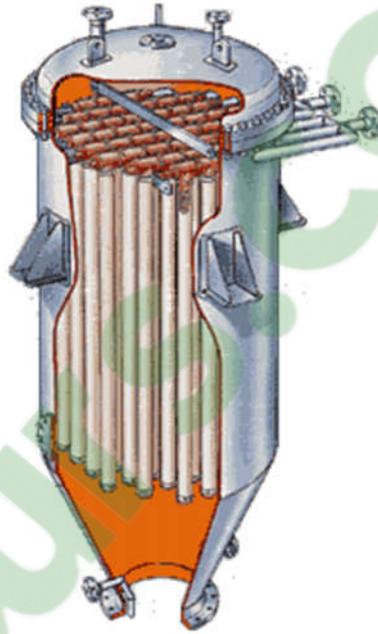


Figure 26. Filtre à bougie

L'alimentation du filtre se fait dans le bas de la cuve, pour que l'écoulement puisse monter dans le vaisseau. Cela permet la formation d'un gâteau égal partout. La sortie de filtrat de chaque rangée d'éléments filtrant est connectée à un tuyau principal. Le gâteau peut être enlevé par différents mécanismes : par vibration, par jet d'air ou par un racloir. La plupart des filtres à chandelles opèrent à une pression de 6 bars.

Les filtres à cuves sous pression sont un bon choix lorsque l'espace disponible est petit, mais que la surface de filtration nécessaire est grande. Ils sont aussi bien adaptés lorsque le filtrat est volatil, lorsque la substance à filtrer est toxique, corrosive ou inflammable ou lorsqu'un haut degré de clarté du filtrat est nécessaire. Comme ils sont sous forme d'autoclaves, ils sont idéaux pour les matières dangereuses. Par contre, ils sont moins appropriés pour les gâteaux épais et lourds, puisque dans ce cas la pression n'est pas assez forte pour maintenir le gâteau sur les éléments filtrants. Ils sont aussi difficiles à utiliser avec un prétraitement et sont moins bien adaptés lorsque le gâteau nécessite d'être lavé.

#### *4.4.1.3 Les filtres à cartouches*

Les filtres à cartouches utilisent des cartouches tubulaires remplaçables pouvant être composées de différents matériaux et ayant des pores pouvant aller jusqu'à 0,2  $\mu\text{m}$ . En général, la filtration a lieu sur la partie extérieure de la cartouche tubulaire. Comme les cartouches sont remplacées lorsque la filtration n'est plus efficace, ce type de filtre sert essentiellement à la clarification des liquides. Ils sont utilisés pour les suspensions à moins de 0.01% v/v. Ils ne sont donc pas adaptés à la production de gâteaux à haute fraction solide.

#### *4.4.1.4 Les filtres à compression*

En filtration sous pression conventionnelle, la pression appliquée est la pression hydraulique de la suspension pompée dans la chambre de filtration. Dans les filtres à

compression, la pression appliquée provient d'une compression mécanique. Cette compression mécanique réduit du même coup le volume de la chambre de filtration. La chambre peut contenir de la suspension ou un gâteau provenant d'une précédente filtration conventionnelle. En comprimant les gâteaux, ils deviennent plus compacts et plus secs. Les filtres à compression peuvent être utilisés pour une grande variété de matériel, comme les solides compressibles et spongieux, les matériaux à très fines particules, les pulpes fibreuses, les mélanges gélatineux ou encore les boues flocculées. Contrairement à la filtration sous pression conventionnelle, la compression mécanique permet d'obtenir une distribution de la pression dans le gâteau plus uniforme, ce qui permet d'atteindre des fractions solides plus élevées. En effet, en filtration conventionnelle, seulement les couches de gâteau près du filtre sont soumises à une pression plus élevée tandis que les couches supérieures sont soumises à une pression hydraulique plus faible. Le haut de gâteau reste donc plus humide et la compaction est moins uniforme.

Les filtres à compression utilisent souvent un diaphragme pour compresser le gâteau formé par filtration. D'autres types d'équipements sont aussi disponibles dont les presses filtrantes à membranes et les presses tubulaires qui sont en fournée ainsi que les presses à bandes et les presses à vis qui sont en continu.

#### *4.4.1.5 Les presses à vis*

Les presses à vis, à la base, ne sont pas des équipements permettant d'atteindre de hautes fractions solides pour les suspensions difficiles à filtrer. Les presses à vis utilisées

pour la filtration ne permettent pas d'appliquer une grande pression sur le gâteau produit et d'ainsi atteindre des gâteaux très secs. D'un autre côté, lorsque les presses à vis sont conçues pour la compression de gâteau, elles ne contiennent pas de zone de filtration. Pour produire un gâteau de boue rouge sous pression à partir d'une suspension, les différentes composantes doivent être modifiées. Les caractéristiques de base des presses à vis seront présentées plus en détails et feront l'objet du chapitre 5.

#### 4.5 FILTRATION DE LA BOUE ROUGE DANS L'INDUSTRIE

Les travaux de Rocarro (Rocarro 1998) sur la filtrabilité d'un gâteau de boue rouge ont démontré certaines caractéristiques du gâteau de boue rouge. Selon cet auteur, puisque la résistance du gâteau de boue rouge augmente avec la pression appliquée, le gâteau formé est compressible. Ensuite, l'étude a démontré que lorsque la filtration s'effectue à plus haute pression, la porosité du gâteau de boue rouge formé est plus faible et sa teneur en eau plus basse. De plus, les travaux de Rocarro ont mis en évidence qu'un facteur important pour la filtrabilité du gâteau est la concentration en sable de la suspension initiale. En effet, la boue rouge contient aussi des particules de sable. Jusqu'à une teneur de 30 %p/p, la présence de sable permet d'augmenter la porosité du gâteau et donc de diminuer sa résistance. Par contre, au-delà de 30 %p/p la présence de sable n'a plus un impact positif sur la résistance du gâteau.

Dans l'industrie, la filtration de la boue rouge pour l'obtention de gâteaux à haute fraction solide se fait à l'aide de filtres presses. Les paramètres d'opération pouvant

influencer le taux de filtration pour un filtre presse d'une surface donnée sont le différentiel de pression appliqué, le temps de filtration, l'ajout d'un aide à la filtration ainsi que l'ajout d'un flocculant (Malito 1996).



Figure 27. Filtre presse pour la filtration de la boue rouge à l'usine de Gardanne en France (European Aluminium 2015)

## CHAPITRE 5

### THÉORIE DES PRESSES À VIS

Les presses à vis mécaniques sont utilisées depuis les années 1900 (Dunning 1953). Elles servent à la séparation de divers matériaux, tels que les graines oléagineuses, les fruits, les boues, la biomasse, le caoutchouc synthétique, le plastique, la pâte à papier, etc. Dans le traitement des résidus miniers, leur application est plus récente et commence à être développée, notamment pour le traitement des résidus des charbons et des métaux rares (Absolon et Nieuwkerk 2014). L'utilisation d'une presse à vis pour la séparation solide-liquide de la boue rouge est aussi nouvelle et pour qu'elle soit viable le filtre et l'opération de la presse à vis doivent être adaptés. Dans le domaine des résidus miniers, les presses à vis pourraient être utilisées comme une alternative aux filtres presses, par exemple, pour produire une boue à haute siccité.

Dans le présent chapitre, le concept de presse à vis est présenté plus en détail. Les différentes parties de l'équipement (filtre, vis, zone d'extrusion) sont abordées, ainsi que les paramètres d'opération et leur impact sur l'opération. Finalement, la théorie de la séparation solide-liquide dans les presses à vis est introduite. Un modèle d'assèchement dans une presse à vis se traduisant par la succession de deux zones (zone de filtration et zone de consolidation) est présenté, ainsi que des modèles pour le gradient de pression dans l'axe de la vis, s'appliquant dans la zone de consolidation.

## 5.1 GÉOMÉTRIE DES PRESSES À VIS

À la base, les presses à vis sont composées d'une vis en rotation à l'intérieur d'un filtre cylindrique qui permet le passage du liquide extrait. Les géométries de la vis et du filtre, ainsi que la taille des équipements, peuvent varier d'une application à l'autre. Dans l'industrie des pâtes et papier, par exemple, les presses à vis peuvent avoir un diamètre allant jusqu'à 1 mètre et peuvent atteindre 10 mètres de longueur (Egenes et Helle 1992). Dépendamment de l'application, au lieu d'être horizontales, les presses à vis peuvent être inclinées pour faciliter la filtration du liquide dans les premiers pas. À la sortie des presses à vis, on retrouve un dispositif qui permet de restreindre la sortie du matériel, comme une valve par exemple. Entre ce dispositif et la fin de la vis, il y a généralement une section de tuyau vide de longueur variable. Cette section tampon sert à maintenir la contre-pression créée par la restriction à la sortie en augmentant les pertes de charge. Plus la pression dans la presse à vis est élevée, plus la section tampon est importante.

### 5.1.1 Les types de filtres

Dépendamment du type de matériel à séparer (fibres, particules minérales, matières organiques floculées, etc), la porosité du filtre et sa structure peuvent varier grandement. Les trois principales configurations de filtre sont les filtres cylindriques métalliques perforés, les filtres composés d'une série de disques fixes entourant la vis et les filtres composés de disques mobiles se déplaçant sous l'action de la vis.

### 5.1.1.1 Les filtres cylindriques métalliques avec perforations

Dans la majorité des presses à vis, le filtre utilisé est un cylindre fixe perforé, dont le diamètre des perforations varie selon la taille et la forme du solide à retenir. On retrouve surtout ce type de filtre lorsque le matériel à séparer est constitué de fibres de cellulose, de graines ou encore lorsque ce dernier contient de très gros floccs. Ce type de filtre est très perméable et permet un passage facile du liquide aux travers de ses pores. Il n'est toutefois pas adapté à la filtration de fines particules de quelques microns.



Figure 28. Filtre cylindrique perforé (Source: Conveyor Engineering & Manufacturing company)

### *5.1.1.2 Les filtres composés de disques fixes*

Pour la séparation des boues provenant des eaux usées, des boues organiques ou pour les suspensions minérales, on retrouve souvent des filtres formés de disques fixes, composés de différents matériaux (acier standard, acier inoxydable, polymère, etc). Avec ce type de filtre, la filtration a lieu dans les fentes entre chaque disque. La largeur des fentes peut varier en fonction de la force de serrage appliquée sur les disques, ce qui permettra d'ajuster le filtre pour différentes granulométries de matériel. Ce type de filtre est disponible sur le marché (Manley et Johnston 1995, Sang-Chul 2005), mais doit être adapté pour une granulométrie très fines et une opération sous haute pression. La presse à vis développée dans le présent projet est munie d'un filtre à disques métalliques fixes. Ce qui le distingue de ceux retrouvés sur le marché est que la rugosité de surface des disques est contrôlée pour permettre de traiter la boue rouge qui a une granulométrie très fine, tout en conservant une perméabilité du filtre adéquate. Le serrage des disques est aussi un paramètre contrôlé pour permettre l'opération à haute pression sans fuite de matériel non-séparé.

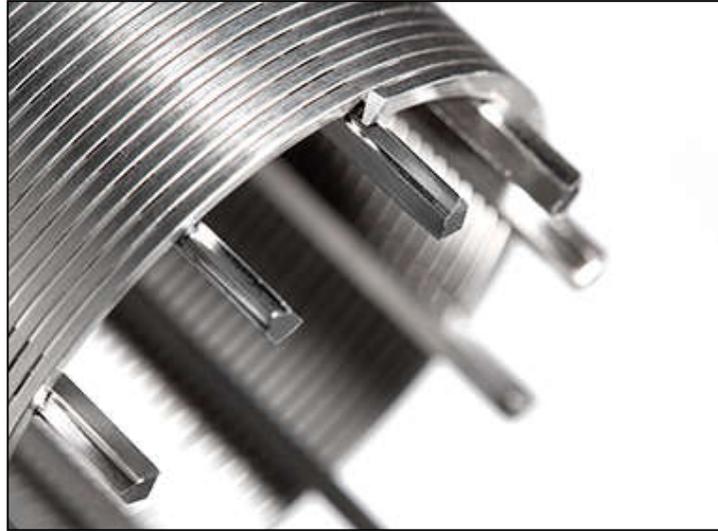


Figure 29. Exemple de filtre avec disques métalliques fixes

#### *5.1.1.3 Les filtres de disques mobiles (auto-nettoyants)*

Plusieurs brevets font l'objet de presses à vis dont le filtre est composé d'une série de disques mobiles placés entre des disques fixes (Masayoshi 1992, Masayoshi 2006, Hun 2010, Absolon et Nieuwkerk 2014). Cette caractéristique permet de briser le gâteau formé sur la paroi du filtre et d'ainsi augmenter le taux de filtration. Elle permet aussi un certain nettoyage entre les disques, ce qui diminue le risque de colmatage du filtre. Malgré cet avantage, cette configuration est peu efficace lorsqu'une pression élevée doit être maintenue à l'intérieur de l'appareil ou lorsque les particules sont très fines.

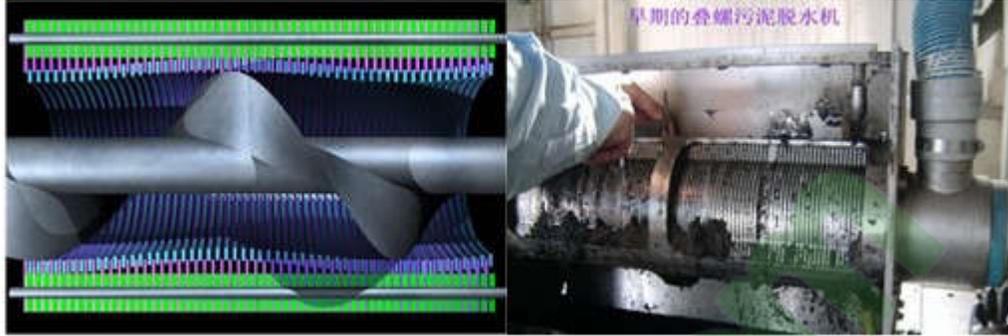


Figure 30. Filtre composé de disques fixes et mobiles (Source: Dalian Yooqi Water Treatment Technology Co., Ltd)

### 5.1.2 Les types de vis

Une vis est composée de deux parties, les filets et l'arbre. La distance entre deux filets adjacents est appelée le pas de la vis (Figure 31). Le rapport entre la longueur du pas et le diamètre de la vis est important pour que le transport du matériel soit efficace. Un rapport longueur du pas/diamètre de la vis inférieur à 0.5 peut induire un blocage du matériel dans le pas, tandis qu'un rapport supérieur à 1.5 réduira l'efficacité du transport.

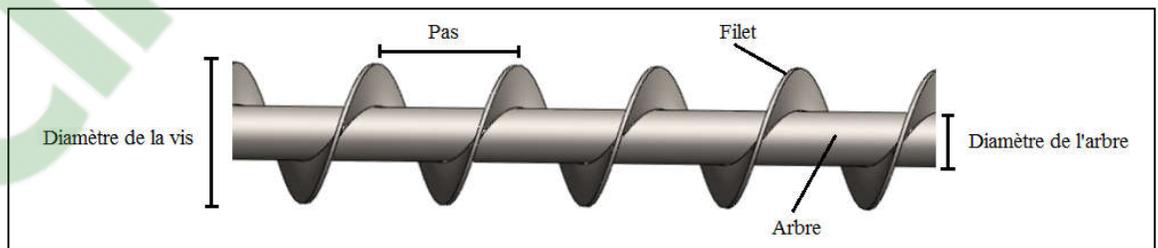


Figure 31. Composantes d'une vis

La séparation solide-liquide dans les presses à vis est engendrée en partie par l'augmentation de pression due à la vis de transport. Pour appliquer un gradient de pression augmentant de l'amont vers l'aval, le volume disponible à l'intérieur des pas successifs doit diminuer d'amont en aval, ce qui compresse le matériel. Il existe deux principales configurations géométriques de vis permettant de diminuer le volume des pas graduellement, les vis à arbre grossissant et les vis à pas rétrécissant.

#### *5.1.2.2 Les vis avec arbre grossissant*

Avec les vis à arbre grossissant, la diminution du volume des pas est engendrée par l'augmentation du volume de l'arbre de la vis. Lorsque le diamètre de l'arbre de la vis augmente, la hauteur du filet diminue, ce qui réduit la surface du filet pouvant engendrer la force nécessaire pour transporter efficacement le matériel. Pour les fluides granulaires à haute fraction solide, cette configuration n'est pas idéale parce que le rapport de la surface de l'arbre créant du frottement augmente par rapport à la surface de filet responsable du transport.

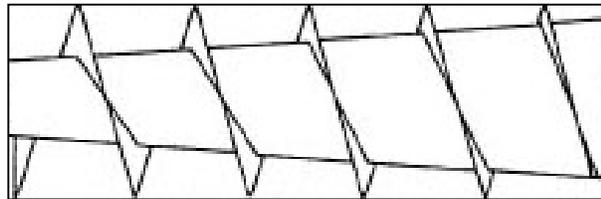


Figure 32. Exemple de vis à l'arbre grossissant

### 5.1.2.3 Les vis à pas rétrécissant

Pour les vis à pas rétrécissant, le diamètre de l'arbre est constant. La diminution du volume disponible pour le matériel d'amont en aval est obtenue par la longueur des pas de vis qui diminue graduellement. De plus, dans cette configuration, à mesure que la longueur des pas diminue, l'angle du filet par rapport à l'arbre diminue lui aussi, ce qui augmente la force exercée sur le matériel par la vis et donc la pression appliquée sur ce dernier. La diminution du volume des pas réduit l'espace disponible pour le matériel transporté et l'augmentation de la force appliquée par le filet favorise la séparation solide-liquide.



Figure 33. Exemple de vis à pas rétrécissant

### 5.1.3 La zone tampon et la sortie de la presse à vis

Pour maintenir une pression dans l'appareil et/ou contrôler le débit, les presses à vis possèdent généralement un système de contre-pression à la sortie (composé d'une section tampon et d'une valve). La contre-pression doit être du même ordre de grandeur que la pression dans l'appareil pour que le débit soit stable à la sortie. La longueur de la zone tampon

doit causer une perte de charge égale à la contre-pression requise. La perte de charge dans cette section peut être estimée par l'équation de Bernoulli (Boivin et al, 2015):

$$\frac{P-P_{atm}}{\rho_{boue}} = \left(4f \frac{l_t}{D}\right) \frac{u^2}{2} \quad (51)$$

où  $P$  est la pression dans la presse à vis,  $P_{atm}$  est la pression atmosphérique à la sortie de l'équipement,  $\rho_{boue}$  est la masse volumique de la boue,  $f$  est le coefficient de frottement,  $l_t$  est la longueur de la zone tampon,  $D$  est son diamètre et  $u$  est la vitesse du matériel dans cette zone.

La perte de charge est donc fonction des paramètres géométriques de la zone tampon, de la densité et du débit du matériel, de la restriction créée à la sortie, ainsi que du frottement du matériel sur les parois. Lorsque l'écoulement dans la section de sortie est laminaire, ce qui est le cas à haute fraction solide, le coefficient de frottement dépend du nombre de Reynold :

$$f = \frac{64}{N_{Re}} = \frac{64 \mu_s}{Du \rho_{boue}} \quad (52)$$

où  $N_{Re}$  est le nombre de Reynold et  $\mu_s$  est la viscosité du matériel dans la zone tampon.

En substituant l'équation 52 dans l'équation 51, l'équation de Bernoulli devient:

$$\frac{P-P_{atm}}{\rho_{boue}} = \left(256 \frac{\mu_s}{u \rho_{boue}} \frac{l}{D^2}\right) \frac{u^2}{2} \quad (53)$$

En opération stationnaire, le débit de sortie est constant et l'équation 53 peut être réécrite en fonction du débit à la sortie ( $Q_{boue}$ ) :

$$P - P_{atm} = \frac{512\mu_s l Q_{boue}}{\pi D^4} \quad (54)$$

Le calcul des pertes de charge en fonction de la géométrie de la zone tampon et des propriétés rhéologiques du matériel permet de concevoir la zone tampon nécessaire pour maintenir une pression d'opération donnée. Pour ce faire, les valeurs de la viscosité et du coefficient de frottement du matériel doivent être connues. L'équation de Bernoulli s'applique aux fluides. Lorsque le matériel se comporte comme un solide, les paramètres rhéologiques à entrer dans l'équation peuvent être déterminés, mais le calcul peut donner des valeurs erronées.

## 5.2 PARAMÈTRES D'OPÉRATION ET VARIABLES DU PROCÉDÉ

Les paramètres d'opération d'une presse à vis sont la pression d'opération, la vitesse de rotation de la vis, le moment de couple de la vis, le débit d'alimentation, la fraction solide à l'alimentation et la fraction solide à la sortie.

### 5.2.1 La pression d'opération

En général, la filtration dans les presses à vis s'effectue avec des gradients de pression appliqués plutôt faibles. Par contre, pour produire rapidement un gâteau à haute fraction solide à partir d'une suspension de boue rouge, une pression d'opération élevée doit être

appliquée (Savard et al. 2012). La pression d'opération peut varier le long de l'axe longitudinal de la vis selon la présence de suspension ou de gâteau. À l'alimentation, la pression sur la suspension peut être appliquée par une pompe à déplacement positif. À la sortie, la pression d'opération est produite par la géométrie de la vis et la restriction du débit à la sortie. Un gradient de pression positif sur la longueur de la vis permet d'atteindre des fractions solides plus élevées.

### 5.2.2 La vitesse de rotation de la vis

La vitesse de rotation de la vis est un paramètre d'opération important. Elle a une influence directe sur le débit de sortie du matériel. Elle influence aussi le taux de filtration, puisqu'à chaque tour la vis enlève le gâteau compacté de la surface du filtre. Le filtre est alors de nouveau libre pour filtrer la suspension. Plus la vitesse de rotation est lente, plus grande est l'accumulation du gâteau sur le filtre et moins le taux de filtration est élevé. Par contre, lorsque la vitesse de rotation de la vis est trop rapide, l'efficacité du transport du gâteau formé par filtration est moins importante.

### 5.2.3 Le débit d'alimentation

Le débit d'alimentation d'une presse à vis est fonction de sa capacité de traitement. Il dépend donc de la pression d'opération, de la résistance et de l'aire du filtre. Il dépend aussi

des propriétés du matériel à filtrer et des cibles de fraction solide à l'entrée et à la sortie de la presse à vis. De manière générale, plus l'aire du filtre est grande, plus le débit d'alimentation peut être élevé. La géométrie du filtre est donc souvent le premier élément à considérer. Pour sélectionner un équipement, le débit d'alimentation à traiter est un paramètre important. Il permet de déterminer quelle technologie peut être utilisée pour une certaine application ou encore le nombre d'appareils à considérer. Comme les industries minières ont souvent de larges quantités de résidus à traiter, elles recherchent des technologies qui permettront de les traiter sans utiliser de grands espaces. Une manière d'augmenter le débit d'alimentation, sans augmenter la taille des équipements, est d'augmenter la pression d'alimentation.

#### 5.2.4 Le moment de couple

Le moment de couple est fonction de la quantité de matériel à l'intérieur de la presse à vis, des propriétés du matériel et du débit de sortie. Plus la fraction solide du matériel à transporter est élevée, plus le moment de couple est grand. Le couple augmente aussi lorsque la sortie est restreinte et que la valeur du coefficient de frottement du matériel est élevée. Les propriétés rhéologiques du matériel sont donc requises afin d'effectuer un design adéquat de la vis en fonction du moment de couple prévu en opération.

### 5.2.5 La fraction solide à l'alimentation

Les presses à vis peuvent être alimentées avec du matériel très dilué ou être précédées d'une étape préliminaire de séparation solide-liquide permettant de l'alimenter avec un matériel plus concentré en particules solides. En général, plus la fraction solide à l'alimentation est élevée, plus rapide est l'atteinte de la cible de fraction solide à la sortie.

### 5.2.6 La fraction solide à la sortie

La fraction solide du gâteau à la sortie de la presse à vis dépend du temps de résidence dans l'appareil et de la pression d'opération. Elle est souvent une cible d'opération. La fraction solide du gâteau peut être mesurée par thermogravimétrie ou calculée par bilan massique. La fraction solide mesurée par thermogravimétrie est obtenue au moyen de l'équation suivante:

$$\%p/p_{\text{sortie}} = \frac{m_{c \text{ sec}}}{m_c} \times 100 \quad (55)$$

où  $\%p/p_{\text{sortie}}$  est la fraction solide massique du gâteau à la sortie de la presse à vis,  $m_{c \text{ sec}}$  est la masse de gâteau séché à la sortie du four et  $m_c$  est la masse de gâteau avant le séchage au four.

Si la fraction solide à la sortie ne peut être mesurée, elle peut être calculée par bilan massique à partir du volume d'alimentation  $V_0$ , du volume de filtrat  $V_f$  et de leur masse volumique respective :

$$\%p/p_{\text{sortie}} = 100 \times \frac{\rho_l}{\rho_{\text{boue}}} \left(1 - \frac{V_f}{V_0}\right) \quad (56)$$

où  $\rho_{\text{boue}}$  est la masse volumique de la boue et  $\rho_l$  est la masse volumique du filtrat.

### 5.3 TRANSPORT DANS LES VIS

Lors d'une rotation de vis, le filet avance de l'équivalent d'une longueur de pas. Dans un cas idéal, le volume de matériel dans le pas est complètement transporté dans le pas suivant. Le volume de matériel dans un pas est donné par l'équation suivante :

$$V_p = \frac{\pi}{4} (D_v^2 - D_a^2) l_p \quad (57)$$

où  $V_p$  est le volume de matériel dans le pas,  $D_v$  est le diamètre de la vis,  $D_a$  est le diamètre de l'arbre et  $l_p$  est la longueur du pas de la vis.

Pour que le matériel avance complètement dans le pas suivant, le pas doit être totalement plein et le matériel doit glisser le long du filet en maintenant sa coordonnée azimutale constante pour avancer axialement (Figure 34). Sur la Figure 34,  $\lambda$  est l'angle entre la vitesse absolue du matériel et la direction tangentielle à l'axe de la vis,  $v_r$  est la vitesse de rotation du filet,  $v_a$  est la vitesse absolue du matériel,  $v_t$  vitesse du matériel tangentielle à

l'axe de la vis,  $v_i$  est la vitesse du matériel dans l'axe de la vis,  $\theta$  est l'angle du filet de la vis et  $\phi$  est l'angle de frottement du matériel sur le filet.

Pour que le transport axial ait lieu, le coefficient de frottement sur la surface du filet poussant le matériel doit être inférieur au coefficient de frottement interne du matériel. Si le coefficient de frottement interne est supérieur, le matériel tourne avec la vis. L'efficacité du déplacement axial dépend donc du coefficient de frottement sur le filet qui pousse le matériel. Les autres surfaces en contact avec le matériel influencent seulement le moment de couple sur la vis, mais pas l'efficacité du déplacement axial. Si les particules du matériel pouvaient se déplacer librement, elles suivraient une trajectoire hélicoïdale qui serait fonction de l'angle du filet ( $\theta$ ) et l'angle de frottement du matériel sur le filet ( $\phi$ ) (Bates 2000).

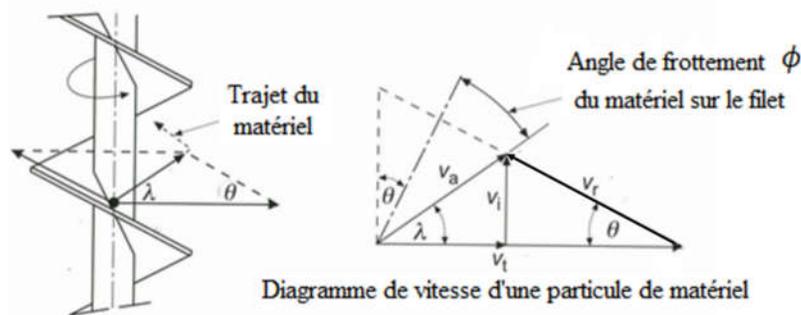


Figure 34. Trajectoire d'une particule de matériel se déplaçant librement dans le pas (Bates 2000)

L'angle du filet varie continuellement selon la position radiale. Par contre, pour toutes les positions radiales, la longueur du pas reste constante. La variation de l'angle du filet poussant le matériel, induit donc une variation de la trajectoire du matériel en contact avec le filet (Figure 35). Sur la Figure 35,  $\lambda_c$  est l'angle entre la vitesse absolue du matériel et la

direction tangentielle à l'axe de la vis où l'arbre,  $\lambda_o$  est l'angle entre la vitesse absolue du matériel et la direction tangentielle à l'axe de la vis à l'extrémité du filet,  $\theta_c$  est l'angle du filet où l'arbre,  $R_c$  est le rayon de l'arbre,  $L_{tc}$  est la longueur du déplacement du matériel tangentiellement à l'axe de la vis où l'arbre,  $\theta_o$  est l'angle du filet à son extrémité,  $R_o$  est le rayon de la vis à l'extrémité du filet,  $L_{to}$  est la longueur du déplacement du matériel tangentiellement à l'axe de la vis à l'extrémité du filet,  $L_a$  est la longueur axiale du déplacement du matériel et  $l_p$  est la longueur du pas.

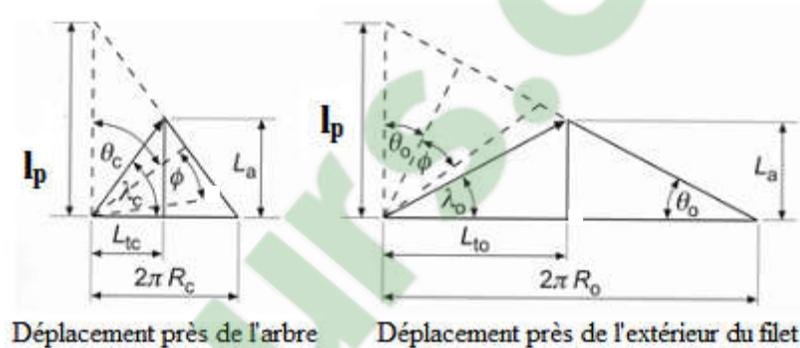


Figure 35. Diagrammes du déplacement du matériel près de l'arbre de la vis et près de l'extérieur du filet (Bates 2000)

De plus, le déplacement axial du matériel en contact avec le filet peut être différent du déplacement du matériel dans le pas qui n'est pas en contact avec lui. La relation entre ces déplacements est déterminée par l'angle de frottement interne du matériel et l'angle de frottement du matériel sur les surfaces de la vis. En effet, un élément de matériel en contact avec uniquement d'autres éléments de matériel se déplace avec les autres éléments. D'un autre côté, si un élément de matériel est en contact avec une des autres surfaces de la vis

(arbre, boîtier, derrière du filet), son déplacement peut être différent de celui des autres éléments de matériel qui l'entoure. En résumé, le volume de matériel dans un pas peut avancer de manière généralement cohérente ou suivre des trajectoires elliptiques différentes dépendamment de la position radiale et des conditions axiales.

Lorsque le mouvement du matériel est cohérent, la trajectoire elliptique correspond à une valeur moyenne dépendant des surfaces de contact et des pressions de contact sur le matériel. La géométrie et le cisaillement sur les surfaces de contact font que le haut du filet est plus efficace pour le transport que celui près de l'arbre, puisqu'il induit une plus grande pression de contact. Lorsqu'une trajectoire moyenne est calculée pour le matériel poussé par le filet, l'effet prédominant de l'extrémité du filet est apparent (Figure 36). Sur la Figure 36,  $\lambda_m$  est l'angle entre la vitesse absolue du matériel et la direction tangentielle à l'axe de la vis au rayon moyen de la vis,  $\theta_m$  est l'angle du filet au rayon moyen et  $L_m$  est la longueur du déplacement du matériel tangentiellement à l'axe de la vis au rayon moyen.

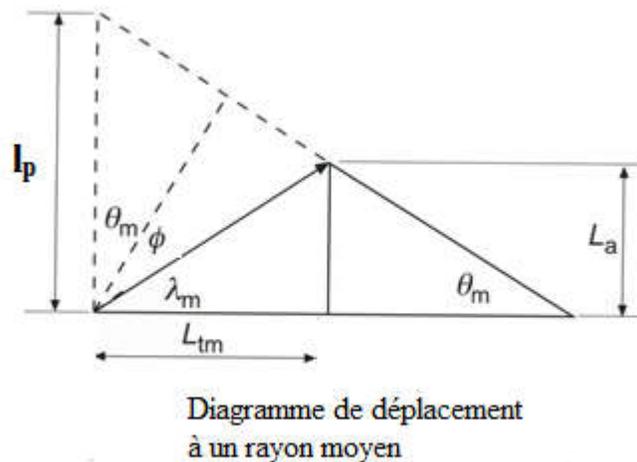


Figure 36. Diagramme de déplacement à un rayon moyen (Bates 2000)

Pour simplifier le calcul du volume déplacé dans un pas au cours d'une rotation, les effets liés à la trajectoire du matériel peuvent être résumés par une notion d'efficacité du transport. Donc plus la trajectoire axiale du matériel est grande, plus le transport est efficace. Pour calculer le volume actuel déplacé par la rotation de la vis dans un pas, en terme d'efficacité du transport, l'équation 57 peut être modifiée pour y inclure un terme d'efficacité ( $\eta_v$ ) (Yu and Arnold 1996) :

$$V_P = \frac{\pi}{4} (D_v^2 - D_a^2) \eta_v l_p \quad (58)$$

où  $\eta_v$  est l'efficacité volumique du pas. Cette efficacité dépend de la trajectoire rotationnelle du matériel, mais aussi du niveau de remplissage du pas. Lorsque le volume du pas est plein, le facteur prédominant est l'effet rotationnel.

### 5.3.1 Les forces agissant sur la vis

Lors du transport, des forces sont appliquées aux quatre surfaces en contact avec le matériel dans un pas (arbre, filtre, devant du filet, arrière du filet). En général, les forces sur le matériel sont considérées à l'équilibre et la vitesse du matériel est considérée constante. Les Figures 37 et 38 montrent comment les forces sur les différentes surfaces sont définies. Sur la Figure 37,  $F_{st}$  est la résistance tangentielle à l'interface matériel/filtre,  $F_{sa}$  est la résistance axiale à l'interface matériel/filtre,  $F_s$  est la résistance résultante à l'interface matériel/filtre,  $F_{ct}$  est la résistance tangentielle à l'interface matériel/arbre,  $F_{ca}$  est la résistance axiale à l'interface matériel/arbre et  $F_c$  est la résistance résultante à l'interface matériel/arbre.

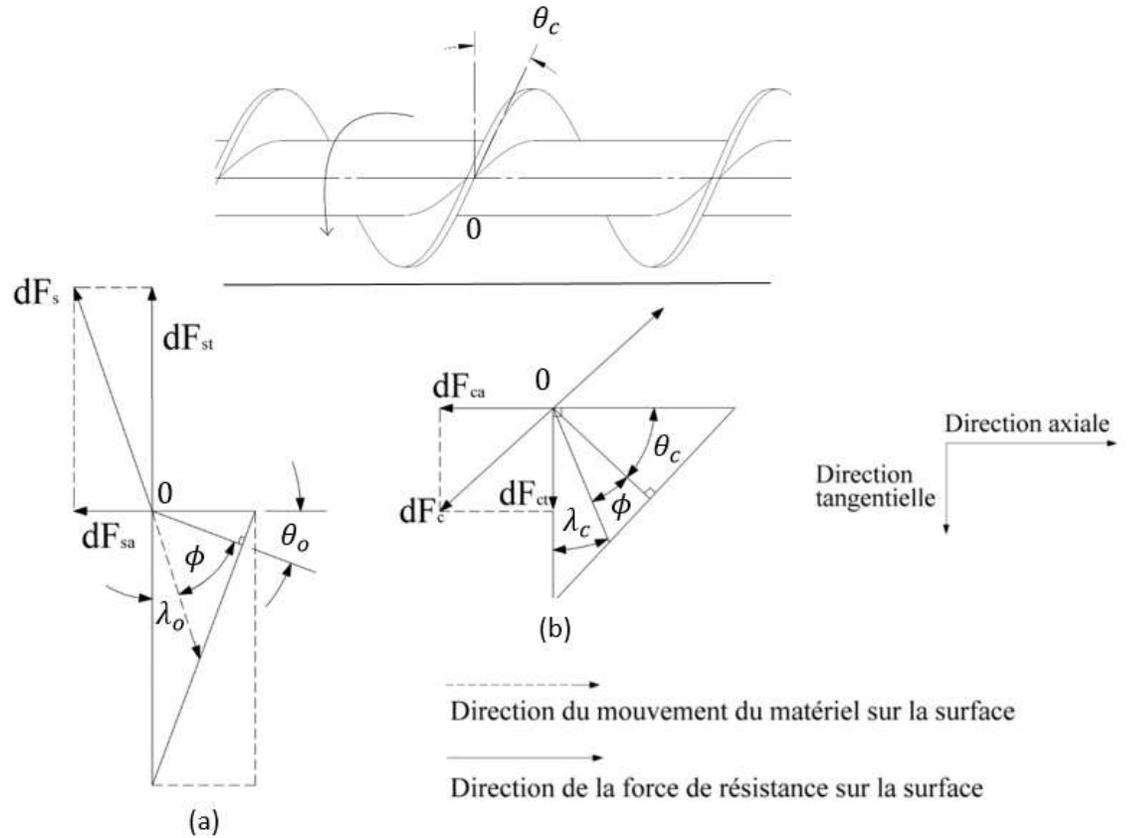


Figure 37. Identification des forces agissant sur : (a) la surface du filtre entourant la vis; (b) sur l'arbre (Dai et Grace 2008).

Sur la Figure 38,  $F_{dt}$  est la résistance tangentielle à l'interface matériel/devant du filet,  $F_{da}$  est la résistance axiale à l'interface matériel/devant du filet,  $F_d$  est la résistance résultante à l'interface matériel/devant du filet,  $F_{ft}$  est la résistance tangentielle à l'interface matériel/arrière du filet,  $F_{fa}$  est la résistance axiale à l'interface matériel/arrière du filet,  $F_f$  est la résistance résultante à l'interface matériel/arrière du filet,  $\sigma_v$  est une contrainte axiale et  $\lambda_s$  est le ratio entre la contrainte normale et la contrainte axiale d'un élément de matériel

glissant sur la surface du filet. Les forces sur les différentes surfaces de la vis permettent de calculer le moment de couple et la pression engendrée par la poussée du filet sur le matériel.

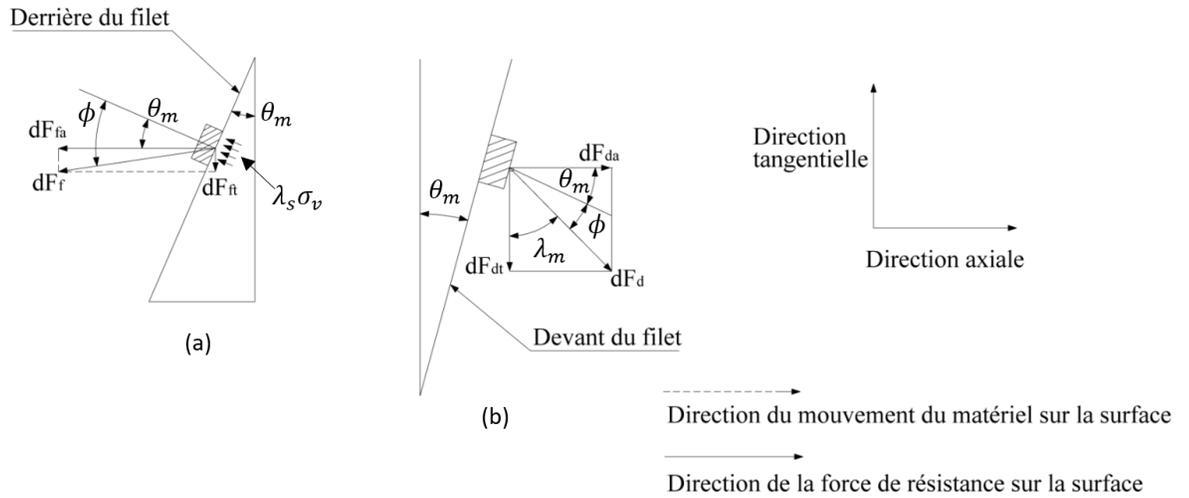


Figure 38. Identification des forces agissant sur: (a) la face arrière du filet; (b) la face avant du filet (Dai et Grace 2008).

#### 5.4 MODÈLE D'ASSÈCHEMENT DANS LES PRESSES À VIS

Plusieurs auteurs divisent le procédé de séparation solide-liquide dans une presse à vis en deux étapes consécutives : une zone de filtration suivie d'une zone de consolidation (Shirato et al. 1978, Egenes et Helle 1992, Egenes et Helle 1995, Xu et Duffy 2001). Dans la première zone de la presse à vis, la suspension est filtrée sur le filtre et un volume de gâteau est produit. D'amont en aval dans cette zone, le volume de gâteau produit augmente et le

volume de suspension à filtrer diminue. Lorsque la suspension a été filtrée complètement, le pas est rempli de gâteau, c'est le point de transition entre les deux zones. Dans la zone de consolidation, le volume disponible pour le gâteau diminue de pas en pas, ce qui engendre une pression supplémentaire et permet d'extraire plus de liquide du gâteau.

#### 5.4.1 La zone de filtration

Dans la zone de filtration, la consolidation du gâteau formée est considérée comme inexistante. Pour calculer le débit de filtrat dans cette zone, la loi de Darcy modifiée incluant la résistance du gâteau et la résistance du filtre est généralement utilisée.

#### 5.4.2 La zone de consolidation

La zone de consolidation, contenant du gâteau exclusivement, est celle qui génère la plus grande partie du moment de couple sur la vis. Lors du transport du gâteau dans un volume de plus en plus petit, il se crée un gradient de pression qui augmente d'amont en aval dans l'axe de la vis. Les équations provenant de l'étape de consolidation dans les presses à vis ne s'appliquent pas bien à la boue rouge dans cette zone. Ces différences sont probablement dues à la nature du matériel traité. Puisque la zone de consolidation est une zone de transport de boue compactée, la théorie pertinente pour le présent projet est celle utilisée dans le transport des sols par les tunneliers à pression de terres. Ces derniers

effectuent le transport de sols humides conditionnés ayant des similitudes avec la boue rouge à haute fraction solide.

#### 5.4.2.1 L'augmentation de la pression dans la zone de consolidation

Plusieurs modèles théoriques décrivant le gradient de pression sur la longueur de la vis dans les vis pour les tunneliers à pression de terre sont disponibles dans la littérature (Yoshikawa 1996a, Yoshikawa 1996b, Yoshikawa 1996c, Talmon et Bezuijen 2006, Merritt et Mair 2008).

Le plus récent des modèles, produit par Merritt et Mair, est basé sur des tests expérimentaux sur différents types d'argiles avec une vis à échelle laboratoire. L'argile et la boue rouge ont plusieurs points communs, dont une faible granulométrie, une faible perméabilité et un comportement pouvant être plastique lors du transport. Ce modèle utilise un cisaillement constant à l'interface sol/métal tout au long de la vis. Ce modèle décrit le gradient de pression total dans la vis en fonction de la géométrie de la vis, des forces de frottements pendant le transport et des propriétés d'écoulement du matériel à transporter. Il nécessite la mesure de l'angle de frottement interne du matériel et la valeur du ratio de frottement entre les interfaces matériel-vis et matériel-boîtier.

$$P_L = P_0 + l_z \left[ \frac{\tau_c \cos(\lambda + \theta_o)}{h \cos \theta_m \tan \theta_o} - \beta \tau_c \left( \frac{2}{(1_p - e_f) \cos \theta_m \sin \theta_m} + \frac{1}{h \cos \theta_m \tan \theta_c} \right) \right] \quad (59)$$

où  $P_L$  est la pression à la fin de la zone de consolidation,  $P_0$  est la pression au début de la zone,  $l_z$  est la longueur de la zone,  $\tau_c$  est le cisaillement sur la surface du filtre,  $\lambda$  est la

direction de l'écoulement du matériel relativement à la perpendiculaire de l'axe de la vis,  $\theta_o$  est l'angle du filet à son extrémité,  $\theta_m$  est l'angle moyen du filet,  $\beta$  est le ratio du cisaillement du matériel avec les surfaces de la vis sur le cisaillement à l'interface boue-boue,  $h$  est la hauteur du filet,  $l_p$  est le pas de la vis,  $e_f$  est l'épaisseur du filet et  $\theta_c$  est l'angle du filet près de l'arbre de la vis.

Pour estimer les propriétés rhéologiques du matériel à transporter, une analyse de la vis et d'un matériel uniforme peut être effectuée par CFD (Computational Fluid Dynamics). Cette méthode nécessite de varier les valeurs des propriétés du matériel jusqu'à ce que le gradient de pression donné par la simulation égale celui obtenu dans les tests expérimentaux. Le seuil de cisaillement et la viscosité du matériel peuvent donc être déterminés si le gradient de pression est connu (Talebi et al. 2015).

#### *5.4.2.2 La compression du gâteau*

Dans la zone de consolidation, la fraction solide du gâteau augmente graduellement avec la pression qui augmente dans la vis. Le gradient de pression positif engendre l'extraction d'un nouveau volume de liquide du gâteau qui se comprime sur le filtre. La compression du gâteau peut être décrite mathématiquement par des équations de conservation de masse et de mouvement pour les phases solide et liquide et d'équations décrivant la dépendance à la pression de la perméabilité et de la compressibilité du matériel (Shirato et al. 1970, Shirato et al. 1971, Shirato et al. 1981, Tiller et Yeh 1987, Sorensen et Hansen 1993,

Kamst 1995, Sorensen et al. 1996, Kamst et al. 1997, Lee et Wand 2000, Venter et al. 2007).

Dans ces modèles de compression des gâteaux, plusieurs hypothèses sont posées :

- Le procédé d'extraction est unidimensionnel
- La gravité et l'inertie sont négligeables par rapport à la force appliquée
- La résistance du filtre est négligeable par rapport à celle du gâteau
- La porosité est fonction de la position et du temps
- Il existe seulement des points de contact entre les particules
- Aucun solide ne passe par le filtre

Pour appliquer les modèles de compression, la perméabilité et la compressibilité du matériel doivent être mesurées. La séparation solide-liquide dans la zone de consolidation peut aussi être décrite comme une seconde filtration. Dans ce cas, la nouvelle pression calculée permet de déterminer la fraction solide du gâteau qui sera atteinte et d'utiliser la valeur de résistance spécifique à la filtration du gâteau correspondante. Cette dernière peut être obtenue par un test de filtration.

## 5.5 ORIGINALITÉ DE LA PRESSE À VIS DÉVELOPPÉE

La presse à vis développée dans le présent projet est conçue pour la séparation solide-liquide de la boue rouge avec ses caractéristiques rhéologiques spécifiques et sa faible granulométrie. Dans la littérature, aucune presse à vis traitant les résidus de bauxite n'a été répertoriée. À notre connaissance, il n'existe aucun modèle décrivant la compaction de la

boue rouge à l'intérieur d'une presse à vis. La différence entre les propriétés de la boue rouge et celles des autres matériaux plus communément traités par les presses à vis implique que les modèles existants ne peuvent s'appliquer directement au procédé. De plus, la presse à vis développée est opérée à haute pression, jusqu'à 8 MPa et permet d'atteindre des fractions solides très élevées, jusqu'à 76 %p/p à l'échelle laboratoire (Savard 2015).

ClicCours.com

## **CHAPITRE 6**

### **MÉTHODOLOGIE EXPÉRIMENTALE**

Dans ce projet de recherche, l'étude de la compaction de la boue rouge dans une presse à vis comporte trois volets : un volet de modélisation mathématique au cours duquel un modèle mathématique semi-empirique a été élaboré afin de décrire la compaction à l'intérieur d'une presse à vis, un volet de conception au cours duquel la géométrie et les propriétés du filtre ont été sélectionnées et développées pour créer une presse à vis adaptée à la filtration de la boue rouge et un volet expérimental dans lequel des essais en laboratoire et en usine ont été effectués avec les presses à vis développées dans le but d'étudier l'effet de différents paramètres d'opération et de géométrie. Le présent chapitre porte sur la présentation du modèle mathématique, la description des presses à vis développées et la présentation des montages expérimentaux pour l'opération des presses à vis. Les protocoles expérimentaux, les variables, les paramètres et les mesures se rapportant aux essais expérimentaux sont aussi présentés. Comme le modèle nécessite l'utilisation de certaines propriétés rhéologiques de la boue rouge, les montages et les protocoles expérimentaux pour mesurer ces propriétés font aussi l'objet de ce chapitre.

## 6.1 MODÈLE MATHÉMATIQUE

La modélisation de la compaction de la boue rouge dans la presse à vis est complexe puisqu'elle implique les processus de filtration, de consolidation et de transport qui dépendent des propriétés rhéologiques de la boue rouge. Pour simplifier la modélisation, le modèle mathématique élaboré représente la presse à vis à l'équilibre, c'est à dire en régime stationnaire. À l'état stationnaire, il n'y a pas d'accumulation de matériel dans la vis et les bilans de masse permettent de calculer le transport du matériel le long de la vis. Comme les équations de transport sont difficiles à résoudre dans le cas de la filtration de la boue rouge dans une presse à vis, l'utilisation des bilans de masse permet une simplification mathématique pour calculer l'effet des différents paramètres d'opération et de géométrie à l'équilibre.

Le modèle mathématique adapte des équations provenant de différents domaines de recherche. Aucun modèle unique retrouvé dans la littérature ne s'applique directement au présent projet. D'une part, le modèle utilise la loi de Darcy modifiée pour représenter la filtration de la suspension et la consolidation du gâteau filtré dans l'appareil. D'autre part, pour modéliser l'augmentation de pression dans la presse à vis, une équation élaborée dans le domaine du forage de sols humides est utilisée. Cette équation tirée des travaux de Merritt et Mair (Merritt et Mair 2008) utilise les valeurs de certaines propriétés physiques de la boue rouge et nécessite donc leur mesure en fonction de différentes fractions solides. Le modèle utilise aussi deux relations empiriques pour décrire le comportement rhéologique de la boue rouge à l'intérieur d'une presse à vis.

Dans la littérature, la séparation solide-liquide dans une presse à vis s'effectue en succession par deux mécanismes de compaction : la filtration et la consolidation. Le modèle validé expérimentalement utilise donc ces deux mécanismes de compaction.

#### 6.1.1 Les mécanismes de compaction dans la presse à vis

Les mécanismes proposés de la compaction de la boue rouge dans la presse à vis se basent largement sur des travaux de recherche effectués dans le domaine des pâtes et papier (Egenes et Helle 1995). Des mesures de fractions solides prises dans la presse à vis à l'échelle du laboratoire supportent cette approche (Savard 2015). Dans une presse à vis, la suspension est asséchée par deux mécanismes : la filtration et la consolidation. La zone de filtration se situe dans la partie amont de la vis et la zone de consolidation dans la partie aval (Figure 39). Le point de transition se situe à la jonction de ces deux zones.

Dans une vis en action, le modèle implique que les espaces vides de la Figure 39 sont occupés par la suspension et la partie en orange est occupée par le gâteau formé pendant la filtration. Dans la zone amont de la presse à vis, la suspension est filtrée sous pression au travers du gâteau permanent et du filtre métallique. Il se crée alors un gâteau dit transitoire sur la paroi du gâteau permanent (voir Figure 40). La filtration est donc restreinte par trois résistances en série : la résistance du filtre, la résistance du gâteau permanent et la résistance du gâteau transitoire.

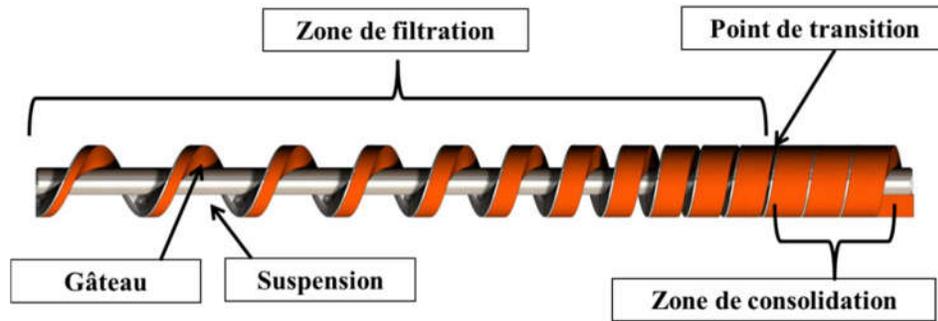


Figure 39. Schéma des modes d'assèchement dans une presse à vis selon notre modèle.

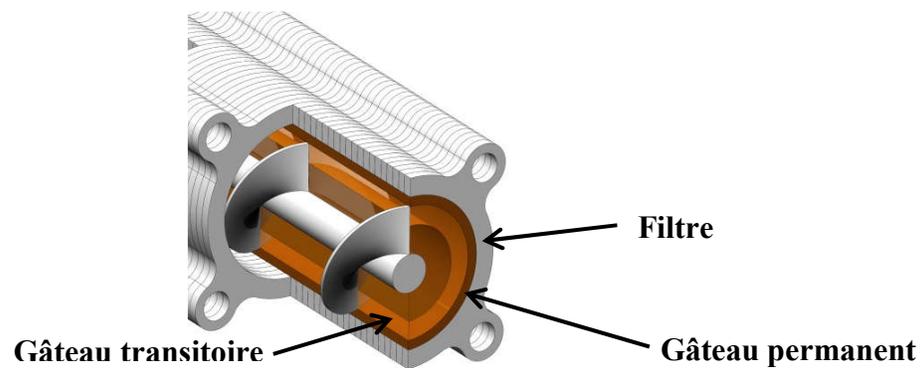


Figure 40. Résistances à la filtration dans une presse à vis selon notre modèle

Le gâteau transitoire créé sur la paroi du filtre est raclé à la fréquence de la rotation de la vis et s'accumule sur le devant du filet pour être déplacé vers le pas suivant. Après le raclage, le gâteau se forme à nouveau sur la paroi du filtre jusqu'au prochain passage du filet de la vis. D'amont vers l'aval, la quantité de gâteau accumulé sur le filet s'accroît, entraînant une augmentation graduelle de la fraction solide moyenne dans les pas de la vis. La zone de filtration se termine au point de transition où le gâteau accumulé occupe tout le volume du pas de la vis. Dans la zone de filtration, la fraction solide du gâteau transitoire formé sur la

paroi pendant la période de rotation de la vis dépend de la pression d'alimentation appliquée par la pompe, qui s'identifie avec la limite d'élasticité en compression de la boue rouge à cette fraction solide (Usher 2002). C'est-à-dire que pour une pression appliquée donnée, le gâteau filtré se forme avec une fraction solide déterminée. Pour être compressé de nouveau, une pression supplémentaire est nécessaire. Dans la zone de filtration, les pertes de charges dues à l'écoulement de la suspension sont négligeables par rapport à la pression d'alimentation et donc le gâteau est formé à la même fraction solide, peu importe sa position axiale. Dans cette zone, le transport de la suspension et la pression sont assurés par la pompe à déplacement positif et la vis sert surtout à racler le gâteau de la surface du filtre, afin de régénérer le taux de filtration, et à transporter le gâteau vers l'aval de la vis.

Dans la zone de consolidation le gâteau est consolidé par l'action d'une pression supplémentaire causée par le rétrécissement des pas de la vis et par une restriction à la sortie. L'augmentation de la pression de pas en pas dans cette zone est fonction du seuil de cisaillement non-drainé du gâteau, du ratio de cisaillement entre l'interface boue-boue et l'interface boue-acier et de la géométrie des pas de la vis. Dans cette section, la pompe n'a plus beaucoup d'impact et la vis assure le transport et la pression nécessaire à la filtration. Comme la pression augmente de pas en pas, le gâteau se compacte aussi selon la limite d'élasticité en compression correspondant à la nouvelle pression appliquée.

### 6.1.2 Les hypothèses du modèle

Pour représenter le procédé de compaction de la boue rouge dans la presse à vis et baliser la modélisation mathématique, certaines hypothèses ont été posées.

- Le procédé est à l'état stationnaire et en régime permanent.
- La presse à vis est toujours pleine de matériel.
- Les bilans de masse sont respectés.
- Le transport est principalement axial.
- La suspension se déplace librement jusqu'au filtre.
- L'écoulement est laminaire.
- La fraction solide du gâteau formé par filtration correspond à limite d'élasticité en compression.
- Lors du passage du filet de la vis sur le filtre, le gâteau s'accumule également sur le devant du filet.
- Dans la zone de filtration, le volume de gâteau produit dans un pas se déplace totalement dans le pas suivant.

### 6.1.3 Les équations du modèle mathématique

Dans le modèle mathématique de la compaction de la boue rouge dans une presse à vis, le transport est assuré par les bilans massiques. Une approche similaire à celle de Wallis

(Wallis 1991) utilisant l'équation de Bernoulli pour la dispersion de deux phases a été envisagée, mais l'opération sous haute pression rend cette approche moins adaptée.

Le bilan massique est fait sur toute la presse à vis et non d'un pas à l'autre parce que la pompe seule assure le transport de la suspension dans la zone de filtration. Les équations de conservation de débits et de masses permettent de décrire le bilan de masse dans l'appareil :

$$V_{alim} = V_f + V_{sortie} \quad (60)$$

$$\Delta m = C_{alim}V_{alim} - (C_f V_f + C_{sortie} V_{sortie}) = 0 \quad (61)$$

Le volume de suspension à l'alimentation ( $V_{alim}$ ) est la somme du volume de filtrat ( $V_f$ ) et du volume de boue à la sortie ( $V_{sortie}$ ). Le bilan de masse ( $\Delta m$ ) est fait en fonction de la concentration solide à l'alimentation ( $C_{alim}$ ), celle du filtrat ( $C_f$ ) et celle de la boue à la sortie ( $C_{sortie}$ ). Le modèle mathématique représente le régime stationnaire où il n'y a pas d'accumulation de solide dans la vis et donc le bilan de masse est nul. La concentration solide de la boue à la sortie est un paramètre important dans le cadre du présent projet et se calcule avec l'équation suivante :

$$C_{sortie} = \frac{(C_{alim}V_{alim} - C_f V_f)}{(V_{alim} - V_f)} \quad (62)$$

Considérant que la concentration solide du filtrat est presque nulle, l'équation 62 peut être simplifiée :

$$C_{sortie} = \frac{(C_{alim}V_{alim})}{(V_{alim} - V_f)} \quad (63)$$

Dans la presse à vis, la filtration est décrite par la loi de Darcy modifiée (Usher 2002). Cette loi s'applique pour les écoulements laminaires. Dans le cas de la presse à vis à l'étude, les vitesses d'écoulement sont basses et la viscosité élevée, impliquant un nombre de Reynolds inférieur à 1. Pour ce régime la loi de Darcy modifiée est applicable:

$$\frac{dV_f}{dt} = \frac{S\Delta P}{\mu[(r_f+r_{cp})+\alpha_r w]} \quad (64)$$

La loi de Darcy modifiée permet de calculer de débit de filtrat ( $dV_f/dt$ ) en fonction de la surface de filtration ( $S$ ), du différentiel de pression appliqué ( $\Delta P$ ), de la viscosité du filtrat ( $\mu$ ) et des résistances du filtre ( $r_f$ ), du gâteau permanent ( $r_c$ ) et du gâteau transitoire ( $\alpha_r w$ ). La résistance du gâteau transitoire est le produit de la résistance spécifique à la filtration de la suspension ( $\alpha_r$ ) et de la masse de gâteau déposée par unité de surface ( $w$ ). La masse de gâteau déposée par unité de surface peut être exprimée en fonction de la densité de la fraction solide de la suspension et du gâteau et du volume cumulatif de filtrat  $V_f$  qui a été filtré dans un temps  $t$  :

$$w = \frac{V_f \rho_{sol} \varphi_0 \varphi_c}{S(\varphi_c - \varphi_0)} \quad (65)$$

En substituant l'équation 65 dans l'équation 64, l'équation générale de la filtration devient:

$$\frac{dV_f}{dt} = \frac{S\Delta P}{\alpha_r \mu V_f \rho_{sol} \frac{\varphi_0 \varphi_c}{S(\varphi_c - \varphi_0)} + \mu(r_f + r_{cp})} \quad (66)$$

Les valeurs de la fraction solide du gâteau ( $\varphi_c$ ) et de la résistance spécifique à la filtration ( $\alpha_r$ ) sont obtenues par des relations empiriques.

En intégrant l'équation 66 sur une période de la rotation de la vis, le volume de filtrat obtenu pour chaque pas pendant une rotation de la vis devient :

$$V_f = \frac{S_f(\varphi_c - \varphi_0)}{\alpha_r \rho_{sol} \varphi_0 \varphi_c} \left[ \sqrt{(r_f + r_{cp})^2 + \frac{2\alpha_r \rho_{sol} \Delta P t \varphi_0 \varphi_c}{\mu(\varphi_c - \varphi_0)}} - (r_f + r_{cp}) \right] \quad (67)$$

où  $S_f$  est la surface disponible pour la filtration qui n'est pas occupée par un volume de gâteau transitoire transporté par la vis.

Pour obtenir le volume d'alimentation total pouvant être filtré pendant la période d'une rotation de la vis, une sommation des volumes de filtrat dans chaque pas est effectuée. Pour chaque pas de la zone de filtration, le différentiel de pression entré dans l'équation 67 correspond à la pression appliquée par la pompe d'alimentation. En comparaison à la pression d'alimentation, les pertes de charges dans la zone de filtration sont négligeables. Le volume d'alimentation ayant produit le volume de filtrat est calculé avec l'équation 68.

$$V_0 = \frac{\varphi_c}{(\varphi_c - \varphi_0)} V_f \quad (68)$$

Dans la zone de consolidation, lorsque la fraction solide du gâteau est supérieure à une siccité seuil d'environ 70 %p/p, la résistance au cisaillement du gâteau non-drainé est assez élevée pour que la rotation de la vis crée un gradient de pression positif sur la longueur de la zone. L'équation 69 (Merritt et Mair 2008) permet de calculer l'augmentation de pression dans chaque pas de la vis dans la zone de consolidation :

$$P_L = P_0 + l_z \left[ \frac{\tau_c \cos(\lambda + \theta_o)}{h \cos \theta_m \tan \theta_o} - \beta \tau_c \left( \frac{2}{(1_p - e_f) \cos \theta_m \sin \theta_m} + \frac{1}{h \cos \theta_m \tan \theta_c} \right) \right] \quad (69)$$

Cette augmentation de pression est surtout fonction du seuil de cisaillement non-drainé ( $S_u$ ), du ratio de cisaillement d'une interface boue-acier sur une interface boue-boue ( $\beta$ ), et de la géométrie des pas de la vis. Les valeurs de seuil de cisaillement non-drainé en fonction de la fraction solide de la boue rouge ont été mesurées par des essais de compression simple en laboratoire. Une valeur de 0.2 a été utilisée pour le ratio de cisaillement d'une interface boue-acier sur une interface boue-boue. La valeur de cisaillement utilisé pour l'interface boue-acier correspond aux valeurs retrouvées dans la littérature pour le cisaillement d'interface acier et argile humide (Tsubakihara et Kishida 1993).

La pression du pas calculée avec l'équation 69 est substituée dans l'équation 67 pour calculer le volume de filtrat extrait dans ce pas. Les fractions volumiques à l'entrée et à la sortie du pas sont aussi recalculées en fonction de cette nouvelle pression.

Finalement, pour calculer la résistance spécifique à la filtration de la boue rouge et la fraction solide du gâteau dans la zone de filtration, le modèle utilise deux équations empiriques qui ont été élaborées à l'aide d'essais expérimentaux sur de la boue rouge provenant de l'usine de Vaudreuil à Arvida.

L'équation 70 est utilisée pour la fraction volumique du gâteau ( $\phi_c$ ) et l'équation 71 pour la résistance spécifique à la filtration ( $\alpha_r$ ):

$$\phi_c(\Delta P) = \frac{\ln\left(\frac{\Delta P}{0.0071}\right)}{25.197} \quad (70)$$

$$\alpha_r = 10^{13} \varphi_c - 3 \cdot 10^{12} \quad (71)$$

La fraction volumique du gâteau est fonction de la pression appliquée. Plus la pression appliquée est grande, plus la fraction volumique sera élevée. Cette pression correspond au seuil de cisaillement en compression. La résistance spécifique à la filtration augmente avec la fraction volumique du gâteau. Elle augmente donc aussi avec la pression appliquée.

## 6.2 PRESSES À VIS DÉVELOPPÉES

Trois échelles de presses à vis ont été développées et sont utilisées pour les essais expérimentaux. Les deux premières presses à vis (HSF-Génération 1 et HSF-Génération 2) sont des presses à vis à l'échelle du laboratoire. La troisième presse à vis (HSF-Génération 3) est une presse à vis à échelle pilote conçue pour être testée directement à l'usine Vaudreuil à Arvida.

### 6.2.1 La presse à vis HSF-Génération 1

La presse à vis HSF-Génération 1 est la première presse à vis développée au cours de ce projet de recherche. La géométrie de chaque composante de cette presse à vis a été conçue pour répondre aux besoins de l'application. Les principales composantes d'une presse à vis sont la vis, le filtre et la section de sortie. Les caractéristiques géométriques de ces principales

composantes de la presse à vis HSF-Génération 1 sont présentées plus en détails dans les prochaines sections.

#### 6.2.1.1 La vis

Les paramètres géométriques de la vis de la première presse à vis (HSF-Génération 1) ont été déterminés en partie à l'aide d'un guide de design des vis de transport (Bates 2000). La vis du HSF-Génération 1 a une longueur de 1.5 m, dont 0.86 m se trouve dans le filtre. Son diamètre externe est de 0.1 m et le diamètre de son arbre est de 0.4 m. Le filet est continu sur la longueur de la vis et son épaisseur est de 3.17 mm. La longueur des pas diminue de l'amont vers l'aval, afin de diminuer progressivement le volume des pas et de compresser le matériel transporté. Le volume des pas diminue de 50 % entre le premier et le dernier pas avec une diminution constante de pas en pas sur les 10 pas se trouvant dans le filtre. Le rétrécissement des pas engendre une pression supplémentaire sur le matériel lors du transport et favorise la séparation solide-liquide. Les trois premiers et les 7 derniers pas sont constants et servent à transporter la boue rouge uniquement.



Figure 41. Vis du HSF-Génération 1

### 6.2.1.2 Le filtre

Comme la compaction de la boue rouge dans la presse à vis se fait sous haute pression, le filtre doit avoir une résistance mécanique élevée. De plus, la granulométrie très fine des particules de boue rouge nécessite un filtre dont les interstices sont très petits. Pour répondre à ces deux problématiques le filtre de la presse à vis HSF-Génération 1 est composé de disques entourant la vis (Boivin et al, 2015). Tous les disques sont composés d'acier standard. Leur épaisseur alterne entre 0.64 et 0.16 cm. Ils ont un diamètre interne de 0.102 m, légèrement supérieur au diamètre de la vis. La distance entre la vis et le filtre doit être la plus petite possible pour limiter l'épaisseur du gâteau permanent de boue rouge qui se forme dans cet interstice et qui crée une résistance. Les disques ont une épaisseur filtrante de 2.54 cm qui est la distance que le filtrat doit parcourir pour traverser le filtre. La rugosité des disques d'acier est très faible. La hauteur arithmétique moyenne des pics (Ra) est de 1.4  $\mu\text{m}$ .

Les disques sont empilés le long de quatre tiges métalliques filetées insérées au travers de quatre œillets situés symétriquement en périphérie des disques. Aux extrémités des tiges, des boulons sont vissés afin de serrer les disques ensemble. À l'aide d'une clé dynamométrique, le couple de serrage désiré est appliqué sur les boulons afin d'obtenir une pression de serrage sur les disques qui permet une bonne perméabilité au travers du filtre, mais aussi la rétention des particules solides en surface du filtre. Le filtre a une longueur totale de 0.86 m ce qui correspond à une surface filtrante de 0.27  $\text{m}^2$  avec une densité de fentes de 250 fentes/m.

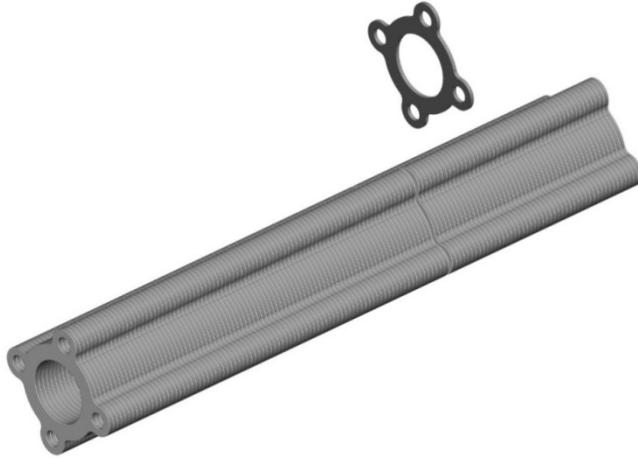


Figure 42. Filtre du HSF-Génération 1

#### *6.2.1.3 La section de sortie*

La configuration de la sortie est importante puisqu'elle permet de maintenir une pression élevée dans la section de consolidation de la presse à vis et de contrôler le débit de sortie de matériel. La section de sortie est installée à l'extrémité aval de la vis. La section de sortie de la presse à vis HSF-Génération 1 consiste en un étranglement suivi d'une valve à bille. Cet étranglement sert de zone tampon où le matériel compacté subit des pertes de charge et est freiné. Derrière cet étranglement, le débit de matériel est contrôlé par une valve à bille. Lorsque l'opération est stabilisée, la valve est ouverte en continu.



Figure 43. Sortie de la presse à vis HSF-Génération 1

## 6.2.2 La presse à vis HSF-Génération 2

### 6.2.2.1 La vis

La vis du HSF-Génération 2 a été allongée jusqu'à une longueur de 2.2 m. Comme aucun problème de transport n'a été rencontré avec la vis de la génération précédente, le diamètre externe de 0.1 m et le diamètre de l'arbre de 0.4 m ont été conservés. Le filet est continu sur la longueur de la vis. La longueur des pas diminue de l'amont vers l'aval. La diminution du volume total a été augmentée. Le volume des pas diminue de 67% entre le premier et le dernier pas avec une diminution constante de pas en pas sur les 20 derniers pas se trouvant dans le filtre. Bien que la diminution totale soit plus grande, la diminution de pas en pas est inférieure à celle de la presse à vis HSF-Génération 1 (une diminution de 3.35%

par pas au lieu de 5% par pas). Au début de la vis, avant le filtre, où se trouve l'alimentation, une section de vis avec 5 pas d'un diamètre de 0.15 m a été ajoutée. Cette section minimise le retour vers l'arrière du matériel à basse fraction solide en optimisant le transport axial.



Figure 44. Vis du HSF-Génération 2

#### 6.2.2.2 Le filtre

L'objectif de la presse à vis HSF-Génération 2 est d'étudier l'effet de la surface filtrante sur le débit d'alimentation pouvant être traité par l'appareil. La longueur du filtre a été doublée, afin de doubler la surface. Le filtre a donc une longueur totale de 1.7 m avec une surface filtrante de  $0.54 \text{ m}^2$  et une densité de fentes de 618 fentes/m. Il est composé de disques d'acier standard d'une épaisseur de 0.16 cm. Comme la perméabilité du filtre augmente avec la rugosité de surface (Gravel 2015), les disques d'aciers ont été volontairement oxydés pour augmenter la perméabilité du filtre. Les disques sont empilés le long de quatre tiges métalliques filetées insérées au travers de quatre œillets situés symétriquement en périphérie des disques. Aux extrémités des tiges, des boulons sont vissés afin de serrer les disques ensemble. Aux extrémités du filtre, des beignes de serrage d'une épaisseur de 0,5 m ont été ajoutées pour répartir efficacement les contraintes de pression dues au serrage.

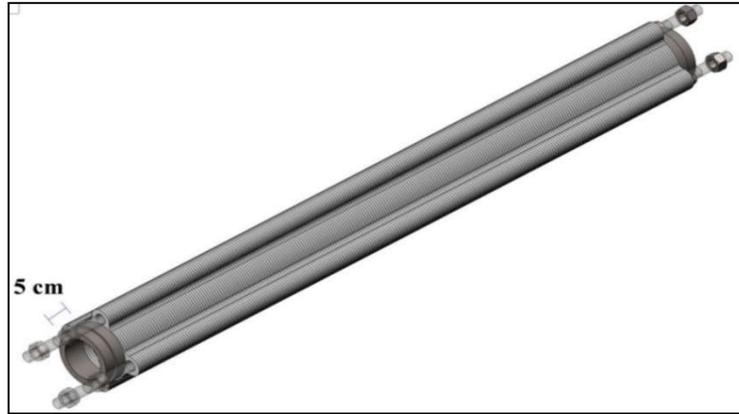


Figure 45. Section filtrante du HSF-Génération 2

#### 6.2.2.3 *La section de sortie*

La zone tampon à la sortie de la presse à vis HSF-Génération 2 mesure 0.1 m. Derrière cette zone, un pointeau en acier trempé actionné manuellement contrôle le débit de matériel. Cette modification a été effectuée, car la valve à billes subissait une usure très rapide par érosion en raison des particules de boue rouge la traversant à haute pression.

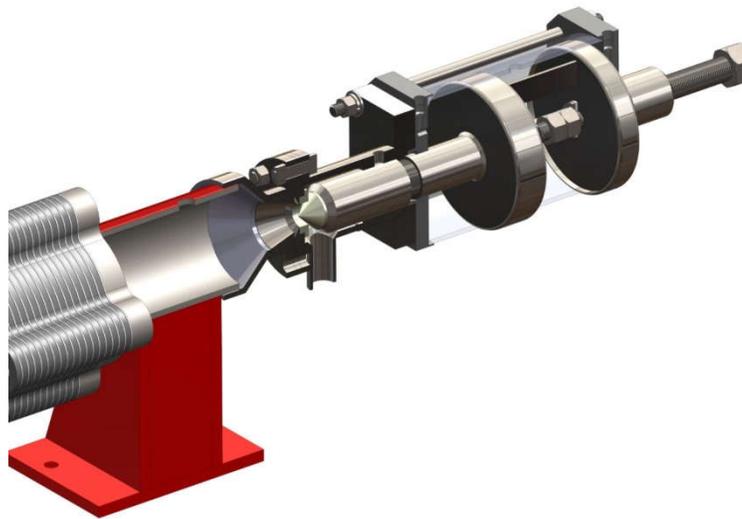


Figure 46. Schéma du pointeau à la sortie de la presse à vis HSF-Génération 2

### 6.2.3 La presse à vis pilote

La presse à vis pilote HSF-Génération 3 a été conçue en collaboration avec plusieurs membres de l'équipe du Groupe de recherche en bauxite et alumine de l'UQAC et de l'équipe technique et scientifique de Rio Tinto. Comme elle est installée à l'usine Vaudreuil, elle est munie d'équipement de protection contre les projections et toutes ses composantes ont été étudiées afin de respecter toutes les normes de santé et de sécurité en vigueur dans l'environnement industriel.

### *6.2.3.1 La vis*

La vis du HSF-Génération 3 a une longueur de 7.3 m. Son diamètre externe est de 0.3 m et le diamètre de son arbre est de 0.12 m, soit le triple des presses à vis à échelle laboratoire. Le filet est continu sur la longueur de la vis et son épaisseur est de 1.25 cm. La longueur des pas diminue de l'amont vers l'aval. Le volume des pas diminue de 67% entre le premier et le dernier pas avec une diminution constante. Le gradient de diminution des longueurs de pas est donc similaire à celui de la presse à vis HSF-Génération 2.

### *6.2.3.2 Le filtre*

Le filtre de la presse à vis pilote HSF-Génération 3 est séparé en deux sections filtrantes identiques, jointes par un support central. Cette configuration a été choisie afin de pouvoir éventuellement ajouter des sections filtrantes. Pour les deux sections, le filtre est composé de disques d'acier standard d'une épaisseur de 3.2 mm avec une hauteur de mur de 1.56 cm. Cette géométrie a été sélectionnée afin d'avoir une bonne perméabilité tout en ayant une résistance mécanique suffisante pour résister à la pression d'opération. Les disques d'acier sont recouverts d'une peinture cuite. Cette peinture permet de stabiliser la rugosité de la surface dans le temps. Les disques sont empilés le long de six tiges métalliques filetées insérées au travers de six œillets situés symétriquement en périphérie des disques. Aux extrémités des tiges, des boulons avec des rondelles bellevilles sont vissés afin de serrer les disques ensemble. Le filtre a une longueur totale de 4.2 m avec une surface filtrante de 3.96

m<sup>2</sup> et une densité de fentes de 312 fentes/m. L'espace entre la vis et le filtre est d'environ 1 mm, ce qui est presque le double de l'espace des presses à vis à l'échelle du laboratoire. La résistance due au gâteau permanent est donc doublée par rapport aux versions précédentes. Malgré le fait qu'un gâteau permanent le plus mince possible soit souhaitable pour maximiser le taux de filtration, pour des raisons d'assemblage et de tolérance, l'espace minimale acceptable pour des équipements de cette taille est de 1 mm.

#### *6.2.3.3 La section de sortie*

La zone tampon à la sortie de la presse à vis pilote HSF-Génération 3 est composée d'un coude et d'étranglements afin d'augmenter les pertes de charge. La section de sortie est équipée de plusieurs valves d'échantillonnage. Derrière cette zone, une valve à guillotine, dont l'ouverture permet de laisser passer un faible débit au démarrage, contrôle le débit de matériel.

### 6.3 MONTAGES EXPÉRIMENTAUX DES PRESSES À VIS

Cette section décrit les montages expérimentaux complets qui permettent l'opération des presses à vis avec de la boue rouge en provenance de l'usine de Vaudreuil. Les montages expérimentaux à échelle du laboratoire sont opérés au laboratoire Jean Doucet du Centre universitaire de recherche sur l'aluminium (CURAL) à l'Université du Québec à Chicoutimi

(UQAC). La troisième presse à vis (HSF-Génération 3) est opérée à l'usine Vaudreuil de Rio Tinto située à Arvida.

### 6.3.1 Le montage expérimental au laboratoire Jean Doucet (UQAC)

Le montage expérimental et l'opération des montages HSF-Génération 1 et HSF-Génération 2 (Figure 47) sont similaires. Les presses à vis sont alimentées par un décanteur d'une hauteur de 1 m et d'un diamètre de 0.5 m qui est muni d'un râteau pour compacter la boue flocculée. Le décanteur est alimenté par une suspension de boue d'une concentration solide de 150 g/L avec un dosage de flocculant de 75 g/t. La suspension de boue provient d'un homogénéisateur d'une capacité de 8000 L, permettant plusieurs essais avec la même suspension. La fraction solide massique ciblée à la sousverse du décanteur est de 48 %(p/p). À la sousverse du décanteur, une pompe à déplacement positif à débit constant (Milton Roy) alimente la presse à vis en boue à pression élevée (Figure 47).

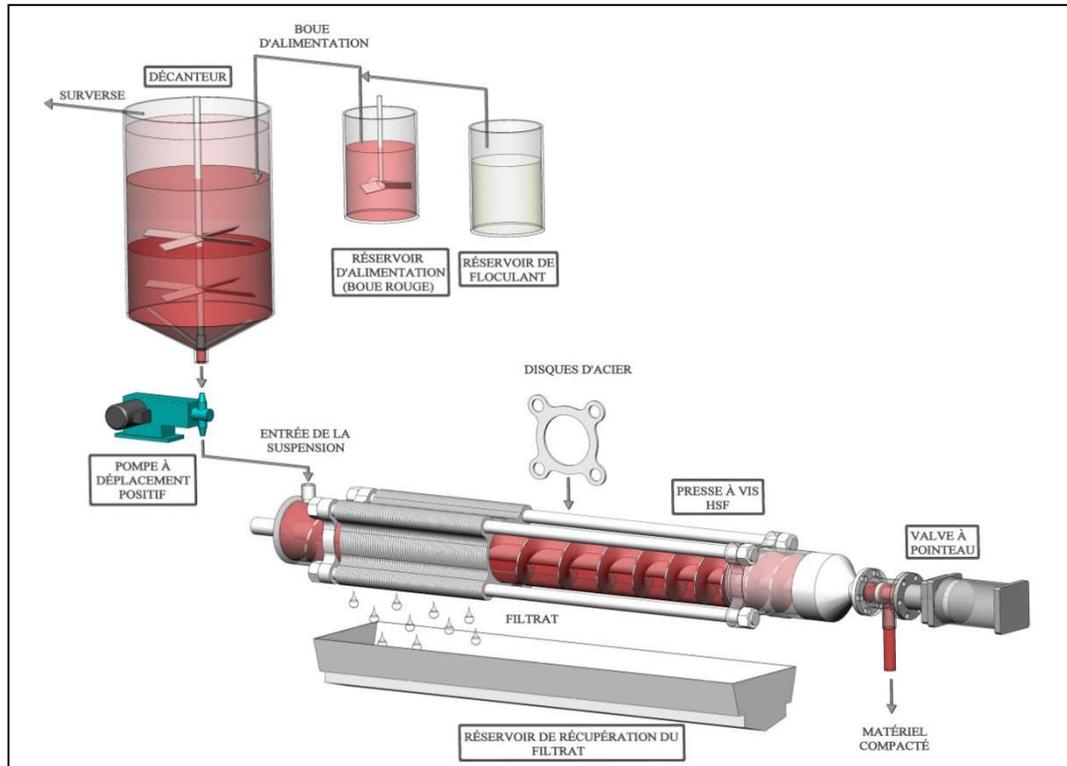


Figure 47. Schéma du montage expérimental

Un réservoir de récupération du filtrat est installé sous la presse à vis. La boue compactée obtenue à la sortie est remaniée dans un réservoir muni d'un agitateur.

### 6.3.2 Le montage pilote à l'usine Vaudreuil

Le montage HSF-Génération 3 est installé en usine (Figure 48). La presse à vis est alimentée avec de la boue provenant des derniers décanteurs du circuit de lavage de l'usine par une pompe à déplacement positif Putzmeister. Cette pompe peut être opérée à pression

constante où à débit constant. Un débitmètre est placé après la pompe pour mesurer le débit d'alimentation en continu. Les sections filtrantes sont munies de couvercles afin d'empêcher les projections de liqueur ou de boue sous pression. Le filtrat est récupéré dans des auges sous les sections filtrantes et est pompé en continu dans un réservoir de récupération du filtrat. Dans ce réservoir, le débit de filtrat est calculé en mesurant la hauteur du liquide en tout temps.

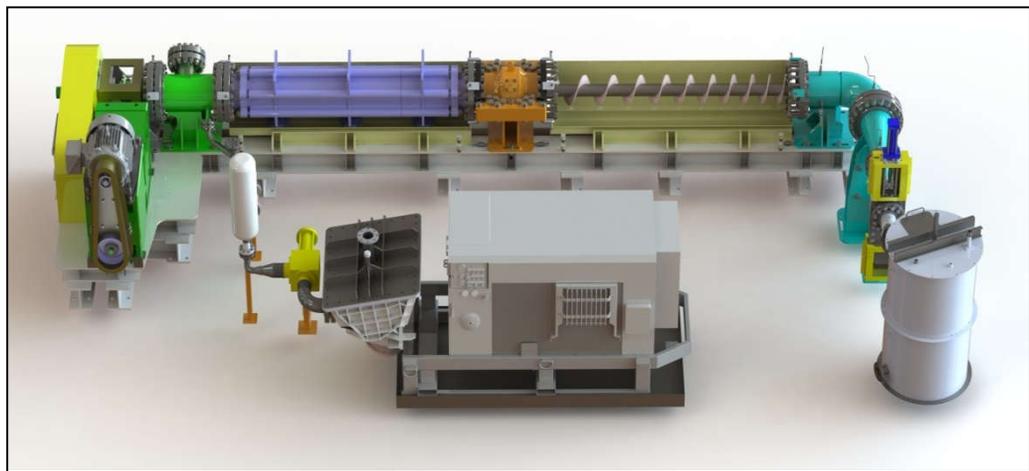


Figure 48. Schéma du montage pilote HSF-Génération 3

#### 6.4 PROTOCOLES EXPÉRIMENTAUX

Le protocole expérimental décrit les étapes qui composent un essai expérimental avec les presses à vis. Le protocole expérimental pour l'opération des presses à vis à l'échelle du

laboratoire est plus complexe, puisqu'il comprend la préparation de la suspension de boue rouge.

#### 6.4.1 Le protocole pour les presses à vis à échelle laboratoire (HSF Génération 1 et 2)

Le protocole expérimental pour les presses à vis à l'échelle du laboratoire comporte les étapes suivantes :

1. Alimentation d'un petit décanteur avec une boue à une concentration solide de 150 g/L et un dosage de flocculant de 75 g/t afin d'obtenir une fraction solide à la sousverse d'environ 48%p/p.
2. Alimentation à un débit choisi de la presse à vis avec la boue du décanteur.
3. Étape de démarrage de la presse à vis. Au début de cette étape, la sortie est fermée et la vis est alimentée jusqu'à ce que le couple sur la vis augmente, indiquant que la zone de consolidation se remplit avec une boue à fraction solide plus élevée. La sortie doit être ouverte et refermée fréquemment afin de maintenir la pression stable dans la presse à vis.
4. Étape d'opération en continu. Cette étape débute lorsque la quantité de boue compactée à haute fraction solide est suffisante pour maintenir la pression dans le montage tout en laissant la sortie ouverte en continu. C'est pendant cette période que l'opération est stable et que les différentes mesures sont prises.

#### 6.4.2 Le protocole pour la presse à vis pilote

Le protocole expérimental de la presse à vis pilote inclut les mêmes étapes que celui des presses à vis à l'échelle du laboratoire à l'exception que la boue sédimentée n'a pas besoin d'être préparée au préalable puisqu'elle provient directement des décanteurs de l'usine.

### 6.5 VARIABLES DU PROCÉDÉ

Plusieurs variables, telles que la fraction solide de l'alimentation, la viscosité du filtrat et la filtrabilité de la suspension à l'alimentation, peuvent fluctuer durant l'opération de la presse à vis et la plupart de ces fluctuations sont dues à l'alimentation.

#### 6.5.1 La fraction solide à l'alimentation

Normalement, la siccité à l'alimentation en laboratoire varie légèrement d'une journée à l'autre ou au cours d'une journée (de 47 à 51 %p/p). Par contre, la presse à vis pilote en usine est alimentée directement à partir du circuit de l'usine, et peut subir des fluctuations beaucoup plus grandes.

### 6.5.2 La viscosité du filtrat

La viscosité du filtrat peut varier au cours des essais expérimentaux. Elle peut varier en fonction de la température, de la concentration en caustique, de sa concentration en particules solides, etc. Par contre, comme la presse à vis est alimentée par une suspension provenant de la fin du circuit de lavage, la phase liquide est peu concentrée en soude caustique et les variations dues à la concentration en caustique sont donc minimales.

### 6.5.3 La filtrabilité de la suspension

La résistance à la filtration de la boue rouge est fonction de différents paramètres, tels que la composition de la bauxite, la taille des particules et la floculation, par exemple. Dans les montages à échelle du laboratoire, la filtrabilité de la suspension à l'alimentation est supposée constante d'un essai à l'autre puisque la suspension est préparée avec la même boue rouge de départ et dans les mêmes conditions. Par contre, dans la presse à vis pilote, la filtrabilité de la suspension subit les fluctuations du procédé et variera de manière plus importante d'un essai à l'autre.

## 6.6 PARAMÈTRES EXPÉRIMENTAUX

Les paramètres expérimentaux pouvant être variés sont les paramètres géométriques et les paramètres d'opération. Les paramètres géométriques qui sont étudiés sont la surface de filtration, le type de revêtement des disques, la densité de fentes, l'épaisseur des disques, la hauteur du mur des disques, le serrage du filtre, le type de sortie. Les paramètres d'opération qui ont été étudiés sont le débit d'alimentation, la pression d'alimentation, la vitesse de rotation de la vis et le moment de couple sur la vis.

### 6.6.1 La surface de filtration

La surface de filtration a un impact sur le débit de filtrat. Selon la loi de Darcy, le débit de filtrat est directement proportionnel à la surface de filtration. Ce paramètre peut être varié en variant ou non le ratio du volume de suspension à traiter dans un pas de vis sur la surface filtrante de ce pas ( $V_p/S_p$ ). Pour garder ce ratio constant, le diamètre de la vis doit être constant. Ce ratio peut avoir un impact sur les résultats de la presse à vis puisque lorsque le ratio  $V_p/S_p$  augmente, la distance à parcourir pour que la suspension atteigne le filtre augmente également, ce qui pourrait potentiellement ralentir le procédé. Dans un premier temps, la surface de filtration est doublée (HSF-Génération 1 vs HSF-Génération 2) en conservant le ratio  $V_p/S_p$  constant. Dans un deuxième temps (HSF-Génération 3) la surface de filtration est augmentée d'un facteur 9 en triplant le ratio  $V_p/S_p$ .

### 6.6.2 La densité de fentes du filtre

La densité de fentes est variée en modifiant l'épaisseur des disques composant le filtre. La densité de fentes se calcule en prenant le nombre d'interfaces entre deux disques sur une longueur donnée. Plus il y a de fentes, plus il y a de voies de sortie pour la liqueur et plus la perméabilité du filtre est grande.

### 6.6.3 La force de serrage du filtre

La force de serrage dépend du couple appliqué sur les boulons qui servent à compresser le filtre. Elle est quantifiée par la pression appliquée sur les disques.

Pour maintenir la pression égale et stable sur le filtre, il est nécessaire de serrer adéquatement les boulons. À l'aide de la clé dynamométrique, il est possible d'ajuster le couple de serrage. Lorsque les disques ne sont pas assez serrés, la largeur des fentes laisse passer quelques particules solides et il en résulte une clarté du filtrat moins bonne ou encore elle laisse passer la boue sans la séparer. La pression appliquée sur les disques correspond à la force transmise par les boulons et les beignes de serrage sur la surface du disque. Comme les boulons sont serrés à l'aide d'une clé dynamométrique, le couple de serrage ( $T_s$ ) est connu et l'équation 72 permet de calculer la force exercée par les boulons ( $F_b$ ) (Oberger et al, 2000).

$$F_b = \frac{T_s}{K_T \cdot D_e} \quad (72)$$

où  $K_T$  est le coefficient du couple appliqué et  $D_e$  est le diamètre de l'écrou.

Le coefficient du couple ( $K_T$ ) tient compte de la taille des filets, du frottement entre les filets ainsi que du frottement du boulon sur le disque. Ce coefficient peut être calculé à l'aide de l'équation 73 (Oberg et al, 2000):

$$K_T = \frac{1}{2D} \left( \frac{l_p}{\pi} + \mu_a \cdot D_a \cdot \sec\theta + \mu_D \cdot D \right) \quad (73)$$

La valeur des coefficients de frottement sont de 0.17 puisque les boulons sont en acier plaqués zinc.

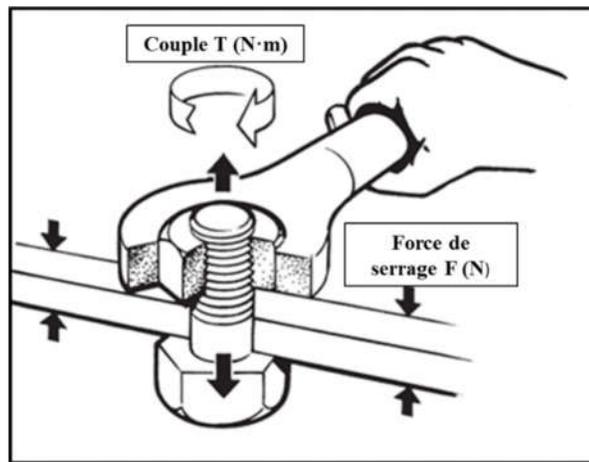


Figure 49. Schéma de la force de serrage d'un écrou

La force de serrage calculée est ensuite multipliée par le nombre de boulons pour obtenir la force totale appliquée. Cette force est ensuite appliquée sur la surface totale des disques pour obtenir la pression sur les disques du filtre. Ensuite, même si la géométrie des

disques est modifiée, il est possible de calculer le serrage correspondant pour conserver une même pression sur les disques du filtre.

#### 6.6.4 La rugosité et la chimie de surface des disques

La rugosité de surface est un facteur qui influence beaucoup la perméabilité d'un filtre composé de disques serrés ensemble, puisqu'elle détermine la porosité disponible pour l'écoulement du liquide. Différents profils de rugosité sont étudiés afin de permettre une séparation solide-liquide efficace, tout en ayant une faible résistance stable dans le temps.

#### 6.6.5 La pression d'alimentation

La pression d'alimentation est fournie par une pompe à déplacement positif. Dans le cas des montages à l'échelle du laboratoire, la pompe utilisée permet seulement une opération à débit constant. Par contre, dans le cas de la presse à vis à l'échelle pilote, la pompe utilisée permet d'opérer à pression constante. La pression a donc été variée seulement sur le montage pilote.

### 6.6.6 La vitesse de rotation de la vis

La vitesse de rotation de la vis est un paramètre d'opération important, puisqu'il détermine la fréquence à laquelle le gâteau formé sur le filtre est enlevé. Il influence aussi le transport et le moment de couple sur la vis. Avec les capacités du moteur et du motoréducteur, la vitesse de rotation peut être variée sur une plage de 0.5 à 3 tpm.

## 6.7 MESURES

Pendant les essais, les paramètres suivants sont mesurés : la pression à différents endroits dans les presses à vis, le moment de couple, la siccité de la boue à l'alimentation et à la sortie, ainsi que les débits d'alimentation, de filtrat et de sortie de boue.

### 6.7.1 Les débits

Le débit d'alimentation est fixé sur la pompe dans les montages à l'échelle du laboratoire et est mesuré aux 30 minutes pour vérifier qu'il est constant. Dans le montage pilote, le débit d'alimentation est mesuré en continu à l'aide d'un débitmètre et les valeurs sont enregistrées par l'ordinateur.

Le débit de filtrat est mesuré dans les presses à vis à l'échelle du laboratoire à l'aide de cylindres gradués sur des périodes de cinq minutes. Dans la presse à vis pilote, le débit de

filtrat est mesuré avec une sonde de niveau dans un réservoir de récolte du filtrat en continu. Il est important de connaître la valeur du débit de filtrat puisqu'elle permet de suivre l'efficacité du procédé. Pour atteindre une cible de 70% p/p, il faut que le débit de filtrat corresponde à la moitié du débit d'alimentation pour une suspension autour de 50 % p/p.

Pour les deux échelles de presses à vis, le débit de sortie de la boue n'est pas mesuré directement. Il est calculé à partir du bilan de masse.

### 6.7.2 La pression

La pression joue un rôle très important dans la filtration et doit être mesurée en continu. Elle permet d'avoir un indicatif sur le contrôle et l'efficacité du procédé. Elle est mesurée en continu avec des capteurs de pression installés à plusieurs endroits le long des presses à vis à l'échelle du laboratoire afin de déterminer le profil longitudinal de pression dans l'appareil. Pour la vis pilote, des capteurs de pression sont aussi installés dans la section de sortie, pour mesurer le gradient de pression dans cette zone. La pression est enregistrée en tout temps par l'ordinateur et permet de suivre l'évolution du procédé.

### 6.7.3 Le moment de couple

Le moment de couple sur la vis est aussi un indicateur de l'efficacité du procédé. Plus le couple est élevé, plus l'inventaire de boue à haute fraction solide est élevé. De plus, la vis

et les équipements ne doivent pas être soumis à un couple plus élevé que leur limite d'élasticité, sinon ils se déformeront de manière permanente et il y aura bris du matériel. Il est donc nécessaire de le mesurer en continu. Pour les presses à vis à l'échelle du laboratoire, le couple sur la vis est calculé à l'aide d'un capteur de pression sur l'unité hydraulique qui alimente le moteur. Le couple sur la vis est calculé avec le couple sur le moteur pour le montage pilote.

## 6.8 ERREURS SUR LES MESURES

L'objectif des essais expérimentaux effectués est de caractériser de manière générale le procédé de compaction de la boue rouge sous l'action d'une presse à vis. Considérant que les propriétés de la boue rouge à l'alimentation peuvent légèrement différer d'une journée à l'autre et que l'opération de la presse à vis n'est pas automatisée, il est difficile d'effectuer les différents essais dans exactement les mêmes conditions. Les variations engendrées par l'opération elle-même sont plus grandes que la précision des appareils de mesure. Les erreurs des appareils de mesure ne sont donc pas considérées puisqu'elles se situent bien en-deçà des erreurs dues aux fluctuations du procédé. Par exemple, l'erreur sur la mesure de la fraction solide à l'aide de la balance chauffante est de  $\pm 1\%$  et l'erreur due à la filtrabilité de la boue rouge sur les tests de compressibilité avec le montage pour la caractérisation du filtre et de la suspension est de  $\pm 5\%$ .

## 6.9 MONTAGE EXPÉRIMENTAL POUR LA CARACTÉRISATION DU FILTRE ET DE LA SUSPENSION

La résistance du filtre, la résistance spécifique à la filtration de la boue rouge et la limite d'élasticité à la compression de la boue rouge sont des valeurs empiriques que le modèle utilise pour différentes pressions d'opération. Pour mesurer expérimentalement ces valeurs, on utilise un montage expérimental à l'intérieur duquel une suspension de boue rouge est filtrée entre des disques similaires à ceux de la presse à vis. La filtration s'effectue sous l'action d'une presse hydraulique. Une partie de la caractérisation du filtre, de la suspension et de l'élaboration de la méthodologie a été faite en collaboration avec Simon Gravel (Gravel 2015). Le montage expérimental de la presse permet aussi d'étudier l'effet de la vitesse axiale de la suspension sur l'efficacité de la filtration.

La Figure 50 montre le montage expérimental de la presse. Il est composé d'un piston qui descend et applique une pression sur la suspension qui est à l'intérieur du montage. Une section du montage est constituée de disques serrés ensemble comme dans le cas de la presse à vis réelle. Le montage permet d'effectuer un déplacement axial de la suspension pendant la filtration si désiré.



Figure 50. Photo du montage pour caractériser la filtrabilité de la boue rouge

Le piston est déplacé par une presse hydraulique MTS-810. La presse hydraulique est reliée à un ordinateur qui enregistre la position du piston, la force appliquée et le temps lors des essais expérimentaux. Le logiciel de la presse MTS-810 permet de programmer les paramètres des essais de filtration. Deux modes peuvent être utilisés, soit à déplacement constant ou à force constante. Lors des essais de filtration à déplacement constant, la presse déplace le piston à la vitesse programmée et la pression augmente pendant la filtration est enregistrée. Pour les essais de filtration à force constante appliquée sur le piston, la vitesse du piston décroît pendant la filtration.



Figure 51. Presse hydraulique MTS-810

#### 6.9.1 La filtration à pression constante unique

La méthode de filtration à pression unique consiste à appliquer une seule pression constante sur la suspension à filtrer pendant toute la durée de l'essai. Le protocole expérimental de cette méthode est décrit ci-dessous :

- (1) Remplir la chambre cylindrique avec la suspension à filtrer.

- (2) Insérer le piston amovible dans la chambre cylindrique jusqu'au niveau de la suspension en s'assurant que l'évent sur le piston est ouvert pour évacuer l'air de la chambre. Fermer l'évent.
- (3) Placer le montage sur la table de la presse hydraulique et positionner le piston de la presse au niveau du piston du montage de filtration pour déterminer la position initiale de l'essai.
- (4) Entrer la pression de filtration requise dans le programme de la presse hydraulique.
- (5) Démarrer l'essai et maintenir la pression dans le système pour un temps déterminé ou jusqu'à ce que le déplacement du piston cesse.
- (6) Une fois l'essai terminé le piston de la presse hydraulique reprend sa position initiale.

#### 6.9.2 La filtration avec déplacement constant

Le protocole expérimental de filtration à vitesse constante, qui correspond à un débit constant de filtrat au travers du filtre, consiste à mesurer la force nécessaire pour effectuer le déplacement du piston. Les étapes du protocole sont les suivantes :

- (1) Remplir la chambre cylindrique avec de la suspension à filtrer.
- (2) Insérer le piston amovible dans la chambre cylindrique jusqu'au niveau de la suspension en s'assurant que l'évent sur le piston est ouvert pour évacuer l'air de la chambre. Fermer l'évent.

- (3) Placer le montage sur la table de la presse hydraulique et positionner le piston de la presse au niveau du piston du montage de filtration pour déterminer la position initiale de l'essai.
- (4) Programmer la descente du piston sur l'ordinateur pour avoir une vitesse constante.
- (5) S'assurer que la course totale du piston soit inférieure à la hauteur de suspension à filtrer.
- (6) Démarrer l'essai.
- (7) Une fois l'essai terminé le piston de la presse hydraulique reprend sa position initiale.

### 6.9.3 La filtration avec déplacement constant et vitesse axiale de la suspension

Le protocole expérimental de filtration avec déplacement constant et vitesse axiale de la suspension consiste à descendre le piston et le cylindre dans le bas de la chambre à la même vitesse constante, tout en mesurant la force nécessaire pour effectuer le déplacement du piston de la presse. Les étapes du protocole sont les suivantes :

- (1) Remplir la chambre cylindrique avec de la suspension à filtrer.
- (2) Insérer le piston amovible dans la chambre cylindrique jusqu'au niveau de la suspension en s'assurant que l'évent sur le piston est ouvert pour évacuer l'air de la chambre. Fermer l'évent.

- (3) Placer le montage sur la table de la presse hydraulique et positionner le piston de la presse au niveau du piston du montage de filtration pour déterminer la position initiale de l'essai.
- (4) Programmer la descente du piston sur l'ordinateur pour avoir une vitesse constante.
- (5) S'assurer que la course totale du piston soit inférieure à la hauteur de suspension à filtrer.
- (6) Déterminer le déplacement du cylindre qui correspond à la vitesse axiale. Comme le cylindre est sur une vis, le déplacement se calcule en tour par minutes.
- (7) Démarrer l'essai et déplacer le cylindre pour engendre le mouvement axial de la suspension.
- (8) Une fois l'essai terminé le piston de la presse hydraulique reprend sa position initiale.

#### 6.10 TESTS DE COMPRESSION SIMPLE POUR LA CARACTÉRISATION DU GÂTEAU À HAUTE FRACTION SOLIDE

Le seuil de cisaillement non-drainé, l'angle de frottement interne et le coefficient de frottement sont des mesures qui permettent de caractériser le gâteau de boue formé à haute fraction solide. Leur mesure se fait par un test de compression simple.



Figure 52. Test de compression simple sur un échantillon de boue rouge compact

Le protocole expérimental pour les tests de compression simple effectués est le suivant :

- (1) Faire un échantillon de gâteau compacté d'une hauteur de 5 cm à la fraction solide désirée selon le protocole de filtration à pression unique.
- (2) Tailler l'échantillon de gâteau pour qu'il ait une forme cylindrique à l'aide d'un fil de fer afin de ne pas abimer l'échantillon.

- (3) Placer l'échantillon sur le socle entre deux pastilles de plastique. La pastille du haut comporte une bille métallique encastrée.
- (4) Aligner la tige métallique au bout arrondi avec la bille métallique sur le dessus de l'échantillon.
- (5) Démarrer le programme qui augmentera graduellement la force appliquée par la tige métallique.
- (6) L'essai est terminé quand il y a rupture de l'échantillon, quand la force enregistrée diminue ou lorsque le déplacement effectué correspond à 20% de la hauteur initiale de l'échantillon.
- (7) L'ordinateur enregistre le déplacement effectué et la force appliquée. Le type de rupture et l'angle de la rupture doivent être mesurés par l'opérateur.

## CHAPITRE 7

### RÉSULTATS ET DISCUSSION

Au cours de ce chapitre les résultats du projet de recherche seront présentés et discutés. La validation du modèle mathématique avec les observations dans les presses à vis expérimentales sera abordée. Les résultats d'essais expérimentaux de la variation de certains paramètres géométriques et opérationnels sur le taux de filtration et sur la fraction solide de la boue rouge à la sortie de la presse à vis seront présentés. De plus, l'effet selon le modèle mathématique de ces mêmes paramètres sera présenté. Finalement, les résultats de la presse à vis pilote et les défis y étant reliés seront discutés.

#### 7.1 FONCTIONNEMENT DU MODÈLE MATHÉMATIQUE

Pour estimer l'effet des paramètres d'opération et de géométrie d'une presse à vis sur le taux de filtration et la compaction de la boue rouge, le modèle mathématique présenté au chapitre 6 a été élaboré. Afin de pouvoir calculer les performances d'une presse à vis sans avoir à construire plusieurs pilotes et faire plusieurs essais, l'élaboration d'un modèle

mathématique était nécessaire. Le modèle mathématique est un outil qui permet de tester différentes géométries ou de calculer le débit de la presse à vis selon les paramètres rhéologiques du matériel à traiter rapidement et à faible coût.

Le fonctionnement du modèle est simple. La presse à vis est divisée en deux zones : une zone de filtration dans laquelle toute la suspension est filtrée accumulant le gâteau produit et une zone de consolidation dans laquelle le gâteau produit dans la zone de filtration est filtré à son tour dû à une augmentation continue de pression lors de son transport. L'équation 74 est utilisée pour calculer le volume de filtrat extrait dans un volume de référence déterminé. Le volume de référence utilisé correspond au volume d'un pas de vis. Dans la zone de filtration, le volume de filtrat extrait par pas de vis est ensuite converti en volume de gâteau produit dans ce même pas. La fraction volumique du gâteau produit est fonction de la pression appliquée. Dans la zone de filtration, la perte de charge est minimale et la pression appliquée est considérée constante résultant en une fraction solide du gâteau constante dans tous les pas. La fraction solide de la suspension transportée dans la vis est celle de l'alimentation. Dans la zone de consolidation, l'équation 74 calcule le volume de filtrat extrait par pas en fonction de la nouvelle pression due au transport du gâteau calculée à l'aide de l'équation 75. L'utilisation de volumes de référence plus petits a été testée, mais puisque aucune amélioration n'en est résultée, les volumes de pas ont été conservés comme volume de référence.

$$V_f = \frac{S_F(\varphi_c - \varphi_0)}{\alpha_r \rho_{sol} \varphi_c \varphi_0} \left[ \sqrt{(r_f + r_{cp})^2 + \frac{2\alpha_r \rho_{sol} \varphi_c \varphi_0 \Delta P t}{\mu(\varphi_c - \varphi_0)}} - (r_f + r_{cp}) \right] \quad (74)$$

$$P_L = P_0 + l_z \left[ \frac{\tau_c \cos(\lambda + \theta_o)}{h \cos \theta_m \tan \theta_o} - \beta \tau_c \left( \frac{2}{(1_p - e_f) \cos \theta_m \sin \theta_m} + \frac{1}{h \cos \theta_m \tan \theta_c} \right) \right] \quad (75)$$

## 7.2 VALIDATION EXPÉRIMENTALE DU MODÈLE

Le modèle mathématique est basé sur l'hypothèse que deux modes d'assèchement se succèdent dans la presse à vis : la filtration et la consolidation (Egenes et Helle 1995). Pour valider cette hypothèse expérimentalement, la presse à vis de 1.7 m ayant été opérée en régime stationnaire a été démontée afin d'observer l'état de la boue à l'intérieur. L'aspect de la boue rouge dans la presse à vis a permis de confirmer la nette présence des deux zones (Figure 53).

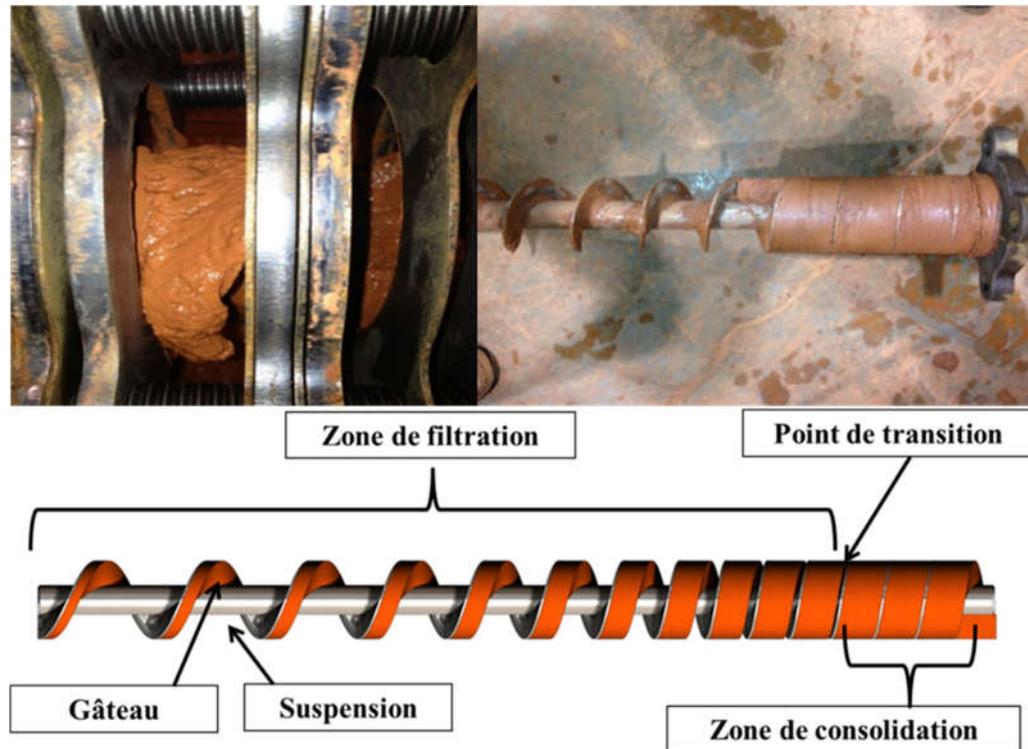


Figure 53. Suspension à l'entrée du filtre au début de la zone de filtration (à gauche) et boue à haute fraction solide dans la zone de consolidation à la sortie du filtre (à droite) comparativement au schéma des modes d'assèchement dans une presse à vis (en bas)

De la suspension non filtrée est observée à l'entrée de la presse à vis (photo de gauche) ainsi qu'un peu de gâteau accumulé sur le devant du filet de la vis. Le démontage a aussi confirmé la présence d'une zone à la fin de la presse à vis où il n'y a plus de suspension, mais seulement du gâteau compacté.

Pour mieux caractériser la présence des deux modes d'assèchement dans la presse à vis, la fraction solide massique de la boue à l'intérieur de chaque pas a été mesurée à trois endroits : à l'avant du filet, au centre du pas et à l'arrière du filet. On observe que dans les 12 premiers pas de la vis, la fraction solide diminue d'amont en aval sur la longueur du pas

(Figure 54). Les siccités mesurées montrent que la boue compactée se trouve sur l'avant du filet amont de la vis, tel que décrit par le modèle d'Egenes et Helle (Egenes et Helle 1995). De pas en pas, la fraction solide au centre et en aval du pas augmente. Il est difficile, vu le faible diamètre du pas, de savoir si la fraction solide mesurée au milieu et vers la fin du filet est plus élevée parce que la suspension y est réellement plus concentrée qu'au départ ou parce qu'on mesure une fraction solide moyenne entre la couche de gâteau venant d'être produite sur le filtre et la suspension à la fraction solide initiale. Comme la seconde option est plausible et qu'elle est mieux adaptée à la théorie, le modèle considère que la fraction solide initiale de la suspension ne varie pas dans la zone de filtration. Les mesures de fractions solides indiquent aussi que d'amont en aval il reste de moins en moins de suspension à filtrer. Ces mesures valident donc la présence d'une zone de filtration.

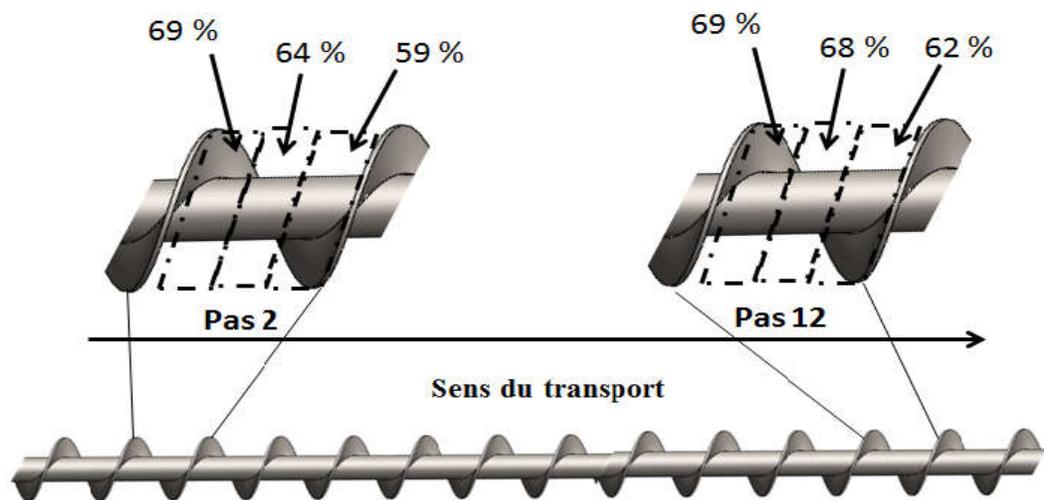


Figure 54. Schéma de la variation de la fraction solide dans les pas dans la zone de filtration

À partir du pas 13, la fraction solide est constante le long de chaque pas, confirmant l'hypothèse de la présence d'une zone de consolidation. Au pas 13, la fraction solide moyenne est de 71 %p/p et augmente d'environ 1 % p/p à tous les deux pas (Figure 55).

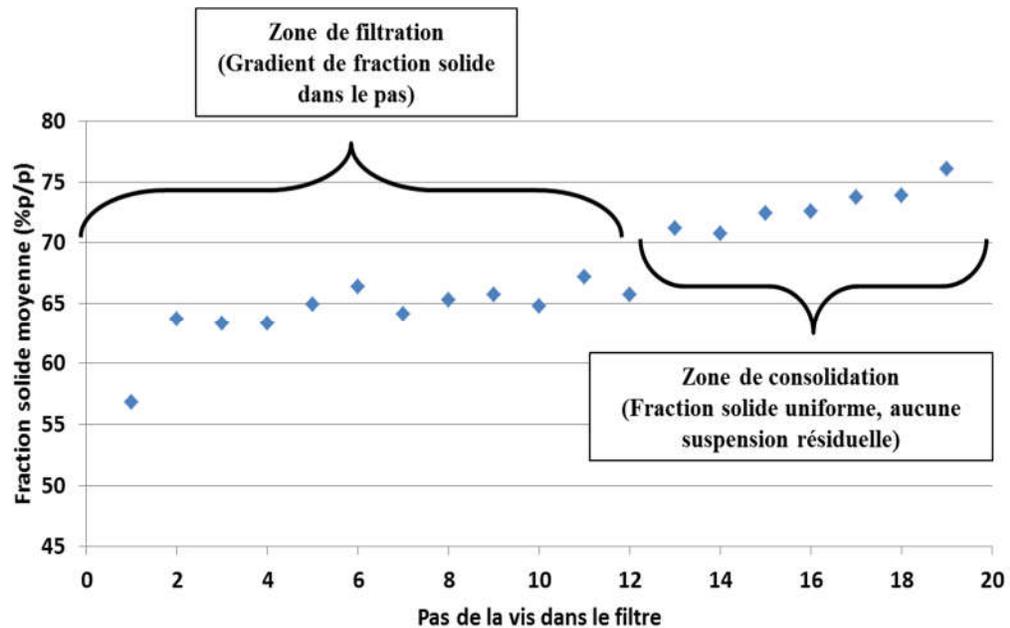


Figure 55. Graphique de la fraction solide moyenne mesurée dans chaque pas de la vis dans le filtre

L'analyse des résultats de cet essai montre que les modes d'assèchement et la représentation de la formation du gâteau dans la presse à vis retrouvés dans la littérature pour les pâtes et papiers (Egenes et Helle 1995) peuvent être appliqués à la présente presse à vis et à la boue rouge.

### 7.3 RÉSULTATS DES PRESSES À VIS EXPÉRIMENTALES

Les presses à vis pilote à échelle laboratoire ont permis d'étudier l'effet de certains paramètres d'opération, de géométrie et de configuration du filtre ainsi que de concevoir le modèle mathématique. Les essais expérimentaux avec ces presses à vis ont aussi permis de déterminer certaines conditions limites d'opération. L'intégrale de la loi de Darcy modifiée est utilisée dans le modèle mathématique pour décrire la filtration dans la presse à vis. La loi de Darcy modifiée (équation 64) a donc permis d'identifier les principaux paramètres influençant le taux de filtration dans la zone de filtration. Ces paramètres ont été étudiés dans les montages à échelle laboratoire. Les valeurs des propriétés rhéologiques de la boue rouge et du filtrat ont été obtenues par des mesures expérimentales supplémentaires et non avec les presses à vis pilote. Elles ont ensuite été incluses dans le modèle pour représenter adéquatement le matériel à séparer.

Les paramètres à étudier avec l'opération des presses à vis pour suivre le taux de filtration sont la surface de filtration, le différentiel de pression, la viscosité du filtrat, la résistance à la filtration du gâteau permanent, la résistance à la filtration du filtre, la résistance à la filtration du gâteau et la masse de gâteau accumulé pendant une période de rotation de vis. La presse à vis est un équipement dont la géométrie ne peut être modifiée sans construire une autre presse à vis. De plus, pour une géométrie de presse à vis donnée, il y a une limite maximale d'opération avec des paramètres fixes qui permettent d'obtenir et de maintenir un régime stationnaire. En dehors de ces paramètres limites, la presse à vis est instable et la

séparation solide-liquide n'est pas efficace. Pour déterminer les conditions maximales d'opération pour une géométrie donnée, il faut augmenter par palier le débit d'alimentation en suspension dans la presse à vis. Cette étape doit être faite lorsque le démarrage de la presse à vis est complété et que les deux zones sont établies dans la presse à vis. À chaque palier de débit, la pression augmente aussi. L'état limite d'équilibre est obtenu au dernier palier où il n'y a pas de fuite de suspension entre les disques du filtre et où la zone de consolidation est assez importante pour retenir la suspension sous pression dans la zone de filtration. Si ce n'est pas le cas, la suspension repousse la zone de consolidation jusqu'à ce qu'elle sorte directement à la sortie de la presse à vis, sans être séparée. Un débit d'alimentation trop bas pour une certaine géométrie peut aussi occasionner d'autres problèmes. Cela augmente la zone de consolidation dans la presse à vis et donc le couple sur l'arbre de la vis. Il est plus difficile d'opérer dans ces conditions qui sollicitent plus le motoréducteur, la vis, le filtre et les ancrages puisque le gâteau a tendance à tourner avec la vis plutôt que d'être transporté par celle-ci. Cela augmente les risques de bris des équipements. Puisque l'opération en régime stationnaire correspond à des paramètres fixés dans une plage étroite, il est difficile de tester plusieurs paramètres d'opération. Grâce aux deux presses à vis à échelle laboratoire quelques conditions ont toutefois pu être testées pour valider le modèle mathématique.

### 7.3.1 La surface de filtration

Selon la théorie, le débit de filtrat est directement proportionnel à la surface de filtration. Pour s'assurer de mesurer l'effet de la longueur de la vis sur le débit d'opération et

de ne pas fausser les résultats en ayant une zone de consolidation plus longue, seule les conditions maximales ont été comparées. Comme expliqué précédemment, pour chaque presse à vis le débit d'alimentation a été augmenté jusqu'au point où l'équilibre était brisé et que la longueur de la zone de filtration ne permettait plus de conserver une zone de consolidation suffisante. Le débit précédent ce point de cassure a été considéré comme le débit maximal pouvant être traité par cette géométrie de presse à vis.

Entre les deux presses à vis du laboratoire, la surface de filtration a été doublée en doublant la longueur de la section filtrante. En comparant deux essais effectués avec une suspension de boue rouge préparée de la même manière, avec le même type de filtre, la même épaisseur de gâteau permanent et le même différentiel de pression d'opération, il est possible d'isoler l'effet de la surface de filtration. La Figure 56 montre le débit d'alimentation ayant été traité pour des conditions d'opération similaires avec les deux vis.

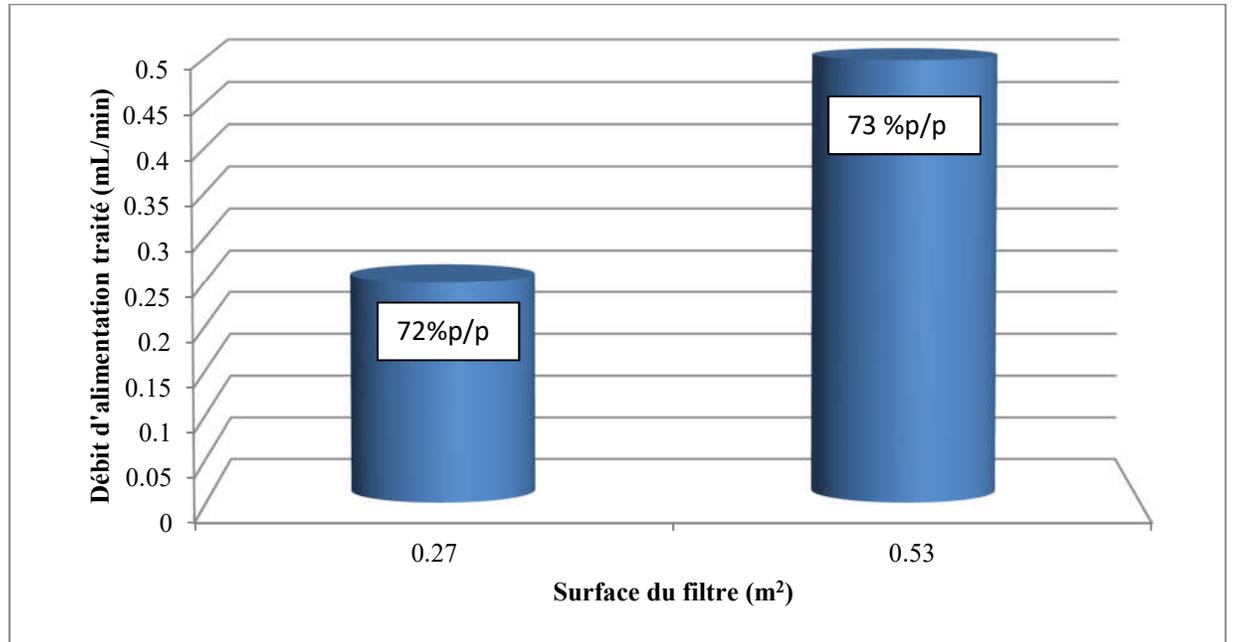


Figure 56. Comparaison des débits d'alimentation et de la fraction solide à la sortie de la vis en fonction de la surface du filtre pour une pression d'alimentation de 5.9-6.2 MPa

Les résultats démontrent que doubler la surface filtrante tout en conservant le même diamètre de vis permet de traiter un débit d'alimentation deux fois plus grand avec une fraction solide similaire à la sortie dans les mêmes conditions d'opération. Ces résultats sont en accord avec la loi de Darcy modifiée.

### 7.3.2 Le différentiel de pression

Dans la zone de filtration de la presse à vis, le différentiel de pression est appliqué par la pompe d'alimentation. Comme la pompe à déplacement positif utilisée pour les tests permettait seulement de fixer un débit, le différentiel de pression appliqué était fonction des

autres paramètres d'opération et de design. C'est-à-dire que pour un débit d'alimentation identique, une pression différente peut être observée reflétant une résistance à la filtration diminuée ou accrue. Plusieurs paramètres influencent la pression dans la zone de filtration, qui est un indicateur de la résistance du système, mais aussi de la stabilité d'opération. En effet, une résistance du filtre ou du gâteau permanent plus élevée augmentera la pression fournie par la pompe pour un même débit d'alimentation. Un filtrat plus visqueux augmentera aussi la pression fournie par la pompe. Concernant la stabilité d'opération, une accumulation de gâteau dans la vis se traduisant par une zone de consolidation plus grande et donc une zone de filtration de la suspension réduite augmentera la pression appliquée. Une augmentation de la pression dans la zone de filtration et du couple sur l'arbre de la vis est donc un signe qu'il faut augmenter le débit de sortie du gâteau. Ainsi, le débit de sortie du matériel influence la pression dans la presse à vis. Finalement, un débit de sortie du gâteau insuffisant fera monter la pression dans la zone de filtration, ce qui indique que la vitesse de rotation de la vis doit être accélérée afin d'augmenter l'efficacité du transport.

### 7.3.3 La viscosité du filtrat

La suspension de boue rouge alimentant les presses à vis provient des dernières étapes du circuit de lavage du procédé Bayer. La liqueur à cette étape du procédé n'est pas très concentrée en NaOH et sa viscosité avoisine celle de l'eau. L'effet de la viscosité n'a pas été testé directement dans les presses à vis. Par contre, des tests avec le montage expérimental sur la presse hydraulique ont confirmé qu'un filtrat avec une viscosité plus élevée, nécessitait

un différentiel de pression plus grand. La viscosité utilisée dans le modèle mathématique a été mesurée avec un viscosimètre capillaire. La viscosité de la liqueur Bayer mesurée dans nos laboratoires a une valeur de  $1.27 \times 10^{-3}$  Pa·s.

#### 7.3.4. La résistance du filtre

La résistance du filtre influence aussi le débit de filtrat. Il est important que le filtre retienne les particules solides qui ont une granulométrie médiane de  $2.7 \mu\text{m}$  (Péloquin, 2003), mais sa résistance ne doit pas être trop grande pour ne pas nuire à la filtration. Dans la configuration actuelle du filtre, les sources de variation de la résistance du filtre sont multiples. Premièrement, comme le filtre est composé d'une série de disques d'acier serrés ensemble, la pression de serrage du filtre est un paramètre important. Un filtre trop serré est moins perméable, tandis qu'un filtre qui ne l'est pas assez induit des fuites de suspension. La porosité du filtre est aussi un paramètre qui influence la perméabilité de celui-ci. La porosité dépend de la rugosité de surface des disques composant le filtre. Plus il y a d'espace disponible entre les disques pour que la liqueur puisse circuler, plus la perméabilité de ce dernier est grande. La nature chimique de la surface des disques peut avoir une influence sur la perméabilité, même si cet effet est moindre. Une surface hydrophile facilite le passage de la liqueur Bayer au travers du filtre. Finalement, la perméabilité d'un filtre composé d'une série de disques peut être aussi être améliorée en augmentant le nombre de disques, ce qui augmente le nombre d'interfaces par lesquels le filtrat s'écoule.

La force de serrage des disques est un élément crucial, puisque la pression de serrage doit assurer une rétention efficace des particules solides sans nuire à l'efficacité de la filtration. Avec une suspension de boue rouge sous une pression d'alimentation de 6.8 MPa, une pression de serrage minimale entre les disques de 3.7 MPa (535 psi) est requise pour empêcher la traversée du filtre par les particules solides. En-deçà de cette pression, le filtre ne retient plus les particules solides et la boue passe entre les disques. Au-delà de cette pression, le débit de filtrat semble diminuer avec une augmentation de la pression de serrage (Figure 57).

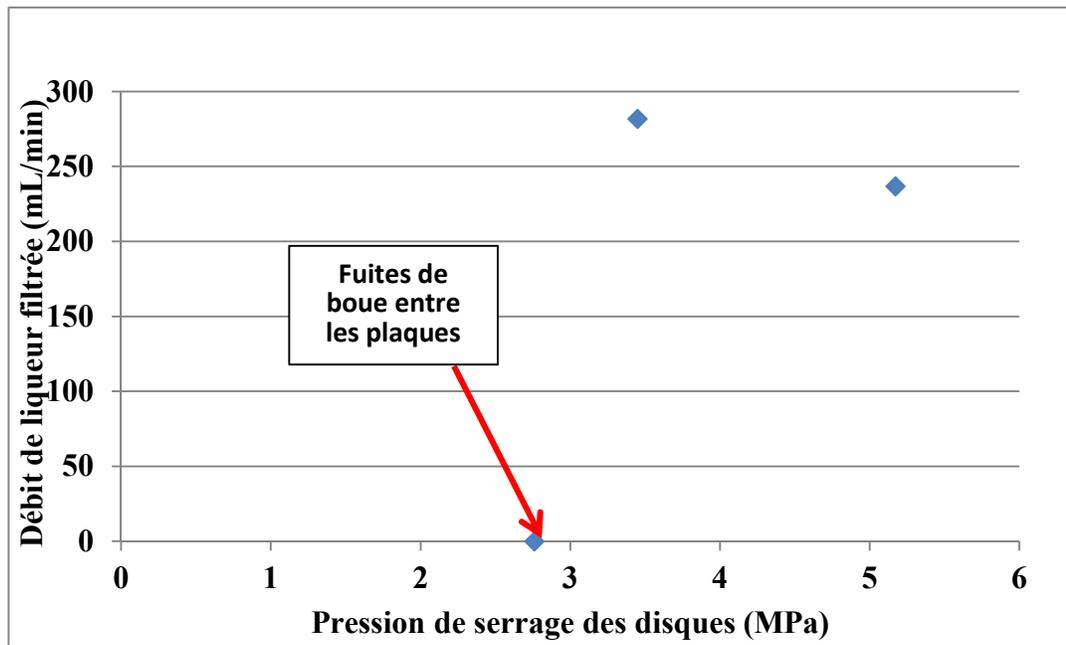


Figure 57. Débit de filtrat en fonction de la pression entre disques due au serrage du filtre

La résistance du filtre a aussi été étudiée dans les presses à vis à échelle laboratoire en variant la porosité et la chimie de surface des disques. Une observation intéressante a été

faite lors des arrêts pour nettoyage des équipements entre deux essais et a permis d'améliorer la perméabilité du filtre. Il s'agit de corrosion qui a été observée par endroit sur la surface des disques d'acier au démontage du filtre. La corrosion augmente la porosité de la surface ainsi que son caractère hydrophile. Cette corrosion s'est traduite d'un essai à l'autre par une diminution apparente de la résistance du filtre. Afin de vérifier cette hypothèse, les disques ont été trempés dans de l'acide chlorhydrique et séchés à l'air libre. Ce traitement a corrodé toute la surface des disques. Par la suite, la comparaison entre deux essais effectués avec un même débit d'alimentation a démontré que la corrosion réduit la résistance du filtre. Pour un même débit d'alimentation, la pression d'opération a chuté de plus de la moitié, passant de 5.8 à 2.8 MPa (840 à 400 psi) (Figure 58). La diminution de la siccité à 2.8 MPa est due à la compressibilité de la boue rouge qui est fonction de la pression appliquée (Usher, 2002).

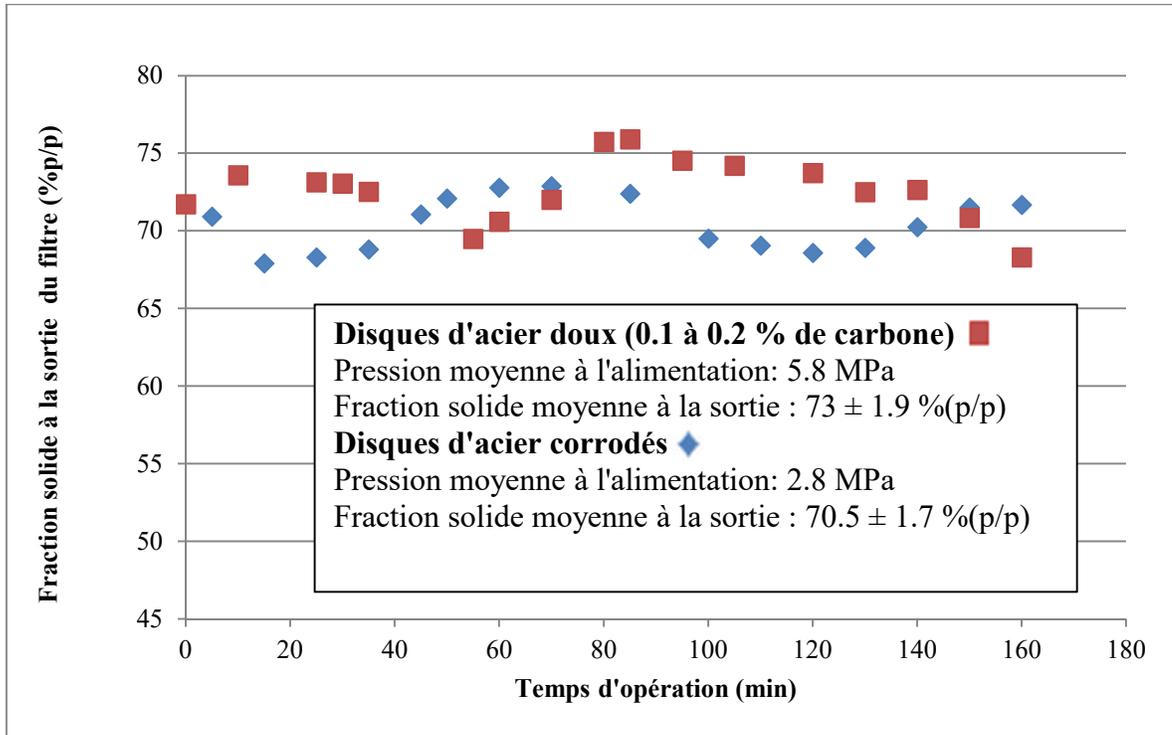


Figure 58. Fraction solide à la sortie de la presse à vis en fonction du temps d'opération pour des essais avec des disques d'acier standard et des disques d'acier oxydés

Suite à ces résultats et à la difficulté de tester différents revêtements et pression de serrage directement dans une presse à vis, le montage à petite échelle sur la presse hydraulique présenté dans la section méthodologie expérimentale a été utilisé. Les travaux de Simon Gravel (Gravel 2015) ont contribué grandement au développement des connaissances et à l'optimisation de la perméabilité du filtre composé de disques pour la filtration de la boue rouge. Les paramètres permettant d'obtenir la meilleure perméabilité ont été utilisés pour la presse à vis pilote.

### 7.3.5 La résistance du gâteau permanent

La résistance d'un gâteau est proportionnelle à son épaisseur. Dans le cas du gâteau permanent, la résistance peut augmenter dans le temps dû à la pression constante appliquée par la pompe et au passage du filet de la vis qui peut compacter davantage le gâteau de boue rouge. De plus, il est possible que de plus fines particules s'insèrent dans le gâteau et augmentent encore sa résistance. Contrairement à la résistance du filtre, la résistance du gâteau permanent peut difficilement être modifiée, puisqu'elle est principalement fonction des propriétés de la boue rouge et de la pression d'opération. Pour réduire cette résistance et faciliter la filtration, l'espace entre le filet de la vis et le filtre doit être réduit. Une autre option serait de former initialement un gâteau permanent avec un aide à la filtration, ce qui permettrait peut-être de diminuer sa résistance. Dans le cas idéal, la vis froterait directement sur le filtre et il n'y aurait pas de gâteau permanent. Par contre, pour restreindre le couple sur la vis, faciliter le montage de l'appareil et éviter un coincement, un espace entre la vis et le filtre est nécessaire, mais pour l'efficacité du procédé cet espace doit être minimisé. Lorsque le filtre est suffisamment perméable, sa résistance est négligeable par rapport à la résistance du gâteau permanent ( $1 \times 10^{11}$  vs  $1 \times 10^{14}$ ). Il est donc possible d'estimer la résistance du gâteau permanent en effectuant un test à l'eau après avoir vidé le montage, ce qui laisse le gâteau permanent sur la surface du filtre, mais retire la suspension et le gâteau restant dans la vis. Le test à l'eau ne permet toutefois pas d'avoir une valeur exacte, puisque plusieurs causes d'erreur peuvent survenir. En effet, il est possible que le passage de l'eau détériore l'intégrité du gâteau et qu'une partie de celui-ci soit remis en suspension dans l'eau et/ou

qu'il y ait des chemins préférentiels et que le gâteau soit plus mince par endroit. Dans tous les cas, la résistance mesurée par le test à l'eau dans la presse à vis risque d'être sous-estimée. Le Tableau 3 présente la mesure de la résistance du gâteau permanent pour une épaisseur de 0.5 mm ou de 1.5 mm. Le test à l'eau numéro 1 a été fait avec un espacement de 0.5 mm après cinq essais avec de la boue rouge. Le test à l'eau numéro 2 a été fait après que la vis ait été machinée pour agrandir l'espace entre le filet et le filtre à 1.5 mm pour diminuer le couple sur la vis et le frottement dans le montage. Ce second test a été fait après seulement deux essais effectués avec de la boue rouge. Après ces deux essais seulement, la résistance avait plus que doublé. Ces tests ont permis de conclure que pour augmenter la capacité de traitement de la presse à vis, il fallait diminuer au maximum l'épaisseur du gâteau permanent.

Tableau 3. Comparaison entre deux tests à l'eau pour mesurer la perméabilité du gâteau permanent dans la presse à vis pilote

<b>Test à l'eau</b>	<b>1</b>	<b>2</b>
<b>Espace entre la vis et le filtre (mm)</b>	0,4	1,5
<b>Nombre de tests effectués avec de la boue</b>	5	2
<b>Nombre de jours de tests + arrêts avant la mesure</b>	8	6
<b>Résistance mesurée (m<sup>-1</sup>)</b>	4,9E+13	1,1E+14

### 7.3.6 La résistance spécifique à la filtration de la boue rouge

La résistance spécifique à la filtration de la boue rouge a été mesurée pour différentes pressions en collaboration avec Simon Gravel (Gravel et Savard 2014). La Figure 59 montre l'évolution de la résistance spécifique massique en fonction de la fraction solide massique. On voit qu'à partir de 66% p/p, la relation est linéaire. Cela démontre que plus le gâteau est concentré, plus il est difficile pour le liquide de passer au travers du réseau de particules solides et d'être extrait.

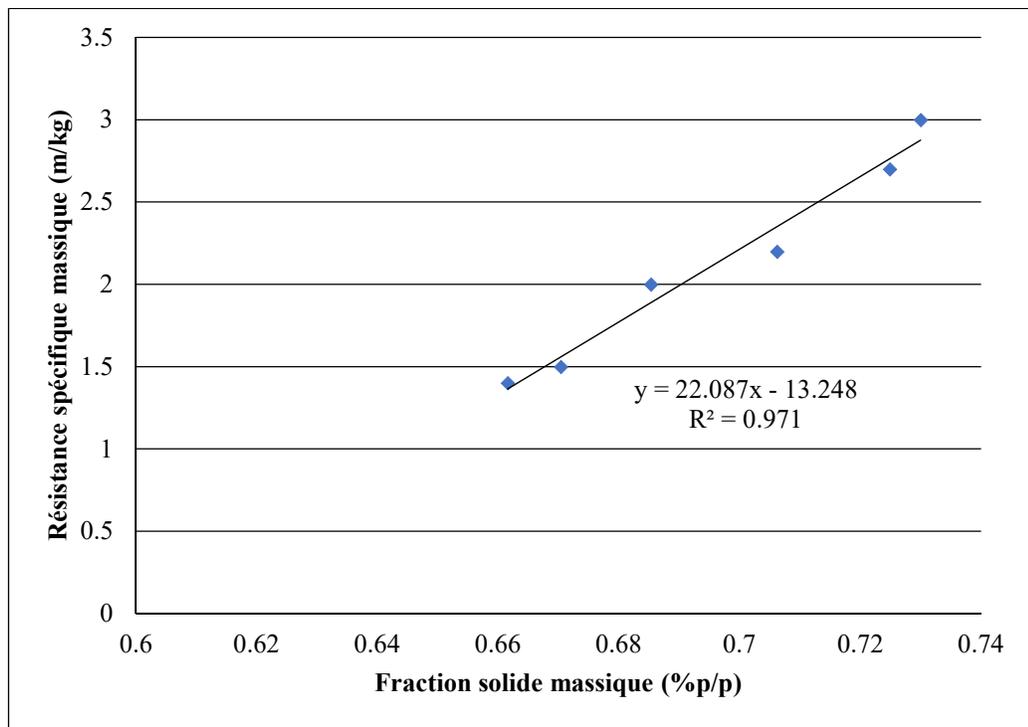


Figure 59. Mesures de la résistance spécifique massique de la boue rouge obtenues expérimentalement en fonction de la fraction solide massique

Dans la presse à vis, la résistance spécifique à la filtration de la boue rouge varie en fonction de la pression appliquée. Il est donc plus pratique d'utiliser une équation tenant compte de la pression d'opération pour calculer la résistance spécifique à la filtration. Pour des pressions de 20 à 70 MPa, la résistance spécifique à la filtration en fonction de la pression appliquée est décrite par l'équation 76 provenant des données expérimentales avec la boue rouge :

$$\alpha_r = 2 \times 10^{13} \times ((\ln(P/0.0071))/25.197) - 3 \times 10^{12} \quad (76)$$

## 7.4 RÉSULTATS DU MODÈLE MATHÉMATIQUE

### 7.4.1 L'effet des paramètres sur le taux de filtration selon le modèle mathématique

Le modèle mathématique permet de calculer l'effet de différents paramètres d'opération et de géométrie, sans avoir à construire différentes configurations de presse à vis ou à changer d'équipement. Il permet aussi de calculer les performances d'une presse à vis pour un matériel avec des propriétés rhéologiques différentes si ces propriétés rhéologiques sont connues. La prochaine section présente comment les différents paramètres issus de la loi de Darcy modifiée influencent la capacité de traitement d'une presse à vis selon les calculs du modèle mathématique. La capacité de traitement correspond au débit d'alimentation maximal pouvant être traité par une géométrie donnée. Dans tous les calculs, comme un des

objectifs du projet est de maximiser le débit traité par un appareil, la zone de consolidation a été réduite au minimum et occupe seulement le dernier pas en aval dans le filtre. Il faut donc supposer qu'une zone de transport suffisante serait placée entre la sortie et le filtre pour maintenir la pression et l'équilibre dans la presse à vis. Les calculs présentés sont faits pour la géométrie de la vis à échelle laboratoire de 1.7 m. Les paramètres de base pour les calculs du modèle sont une pression de 2 MPa (300 psi), une résistance du filtre de  $6.9 \times 10^{13} \text{ m}^{-1}$ , une résistance du gâteau permanent de  $8.5 \times 10^{13} \text{ m}^{-1}$ , une fraction solide massique à l'alimentation de 48% p/p, une vitesse de rotation de 1 rpm et une viscosité du filtrat de  $1.27 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ . La résistance du filtre entrée dans le modèle n'est pas la résistance du filtre neuf qui est de l'ordre de  $10^{11}$ . La résistance est celle mesurée en laboratoire lorsque le filtre a déjà opéré et la valeur tient donc compte d'un certain niveau de colmatage.

#### *7.4.1.1 La résistance du filtre*

Comme mentionné précédemment, les essais expérimentaux ont démontré que la résistance du filtre dépend de la rugosité de surface des plaques et de la pression de serrage. Elle dépend aussi de la hauteur des disques du filtre et du colmatage de ce dernier dans le temps. C'est pourquoi une hauteur de disque minimale a été sélectionnée. La Figure 60 montre la capacité de traitement maximale en fonction de la résistance du filtre pour une presse à vis de 1.7 m de longueur avec un diamètre de 0.1 m. La relation entre la résistance du filtre et la capacité de traitement suit une loi exponentielle. Plus la résistance du filtre est basse, plus le taux de filtration est élevé et plus la capacité de traitement sera elle aussi

élevée. Par contre, si la résistance du filtre diminue en-deçà de  $1 \times 10^{13} \text{ m}^{-1}$ , elle devient négligeable par rapport à celle du gâteau permanent et sa diminution n'a plus d'impact significatif sur la capacité de traitement. La valeur de résistance du filtre mesurée pour le filtre dans la presse à vis de 1.7 m correspond à  $6.9 \times 10^{13} \text{ m}^{-1}$ .

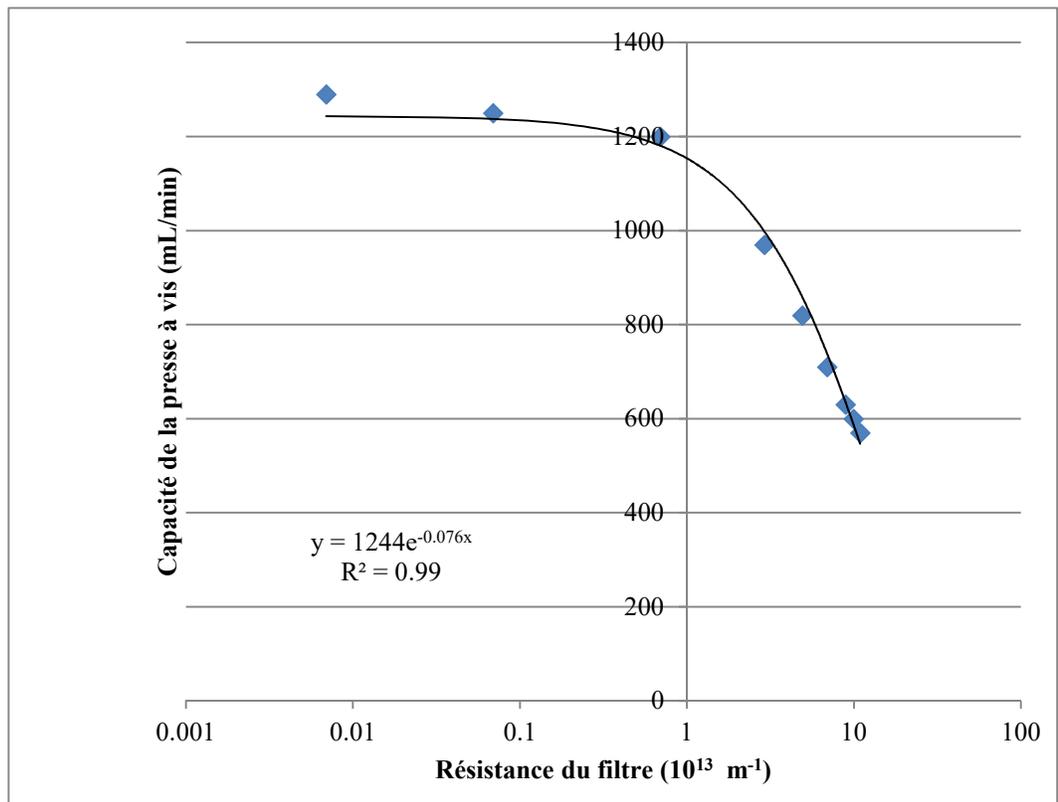


Figure 60. Capacité de traitement d'une presse à vis en fonction de la résistance du filtre

Si la résistance du filtre est variée à débit d'alimentation constant, la longueur de la zone de consolidation varie aussi. En effet, si le taux de filtration est plus grand dû à une résistance du filtre moins élevée, le volume de gâteau formé pendant la filtration sera plus

grand et la zone de consolidation commencera plus en amont dans la vis. Cela augmentera la fraction massique finale du gâteau à la sortie de la vis, puisque le différentiel de pression appliqué augmente avec la longueur de la zone de consolidation. La Figure 61 montre l'effet de la résistance du filtre sur la longueur de la zone de consolidation dans la vis et par le fait même sur la fraction solide massique du gâteau à la sortie pour une pression d'alimentation constante. Pour produire un gâteau à plus haute fraction solide avec une même pression d'alimentation, il faudrait donc réduire la résistance du filtre. Si cela n'est pas possible, il faudrait réduire le débit d'alimentation pour allonger la zone de consolidation dans la presse à vis.

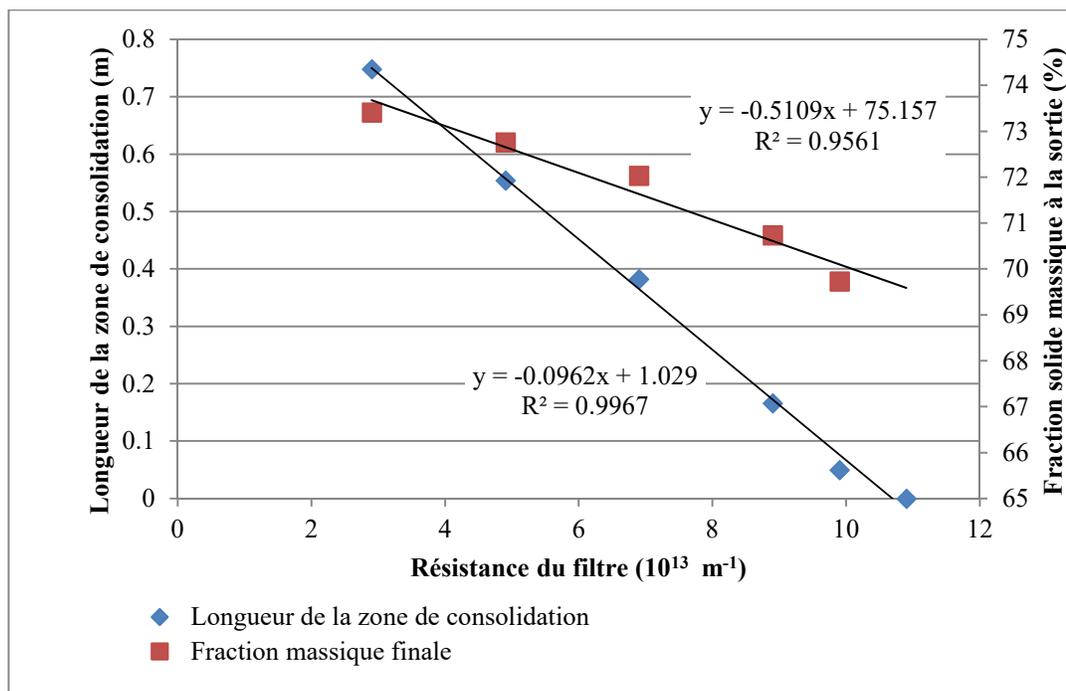


Figure 61. Graphique de la longueur de la zone de consolidation et de la fraction solide massique du gâteau à la sortie de la presse à vis en fonction de la résistance du filtre

#### *7.4.1.2 La résistance des gâteaux permanent et transitoire*

En plus de la résistance du filtre, le modèle calcul l'effet des résistances des gâteaux de boue rouge permanent et transitoire. La résistance du gâteau permanent est fonction de son épaisseur, du différentiel de pression d'opération et de sa concentration. Il peut augmenter dans le temps, mais devrait se stabiliser si la pression est maintenue constante lorsque les fines particules de boue auront fini d'occuper tous les interstices. La résistance du gâteau transitoire quant à lui est majoritairement fonction des propriétés rhéologiques de la boue rouge, de l'épaisseur de gâteau se formant entre chaque rotation de vis et de la fraction massique de ce gâteau. La résistance du gâteau transitoire est donc difficile à diminuer si la plage d'opération de vitesse de rotation de la vis est déjà optimale. Elle est inférieure à celle du gâteau permanent puisque pour des épaisseurs de gâteau autour de 1 mm elle est de l'ordre de  $10^9$  au lieu de  $10^{13}$  ou  $10^{14}$ . Avec les valeurs obtenues pour chacune des résistances, le gâteau permanent est donc le facteur limitatif à la filtration. La Figure 62 montre comment la capacité de traitement d'une presse à vis est affectée si la valeur d'une des trois résistances est augmentée alors que les autres sont maintenues constantes. Le graphique démontre bien que multiplier la résistance du gâteau transitoire par un facteur de 0.5 jusqu'à 3 n'a qu'un impact négligeable sur la capacité de traitement. Au contraire, la capacité de traitement calculée pour des résistances du gâteau permanent et du filtre diminue de la même façon avec l'augmentation des ces résistances.

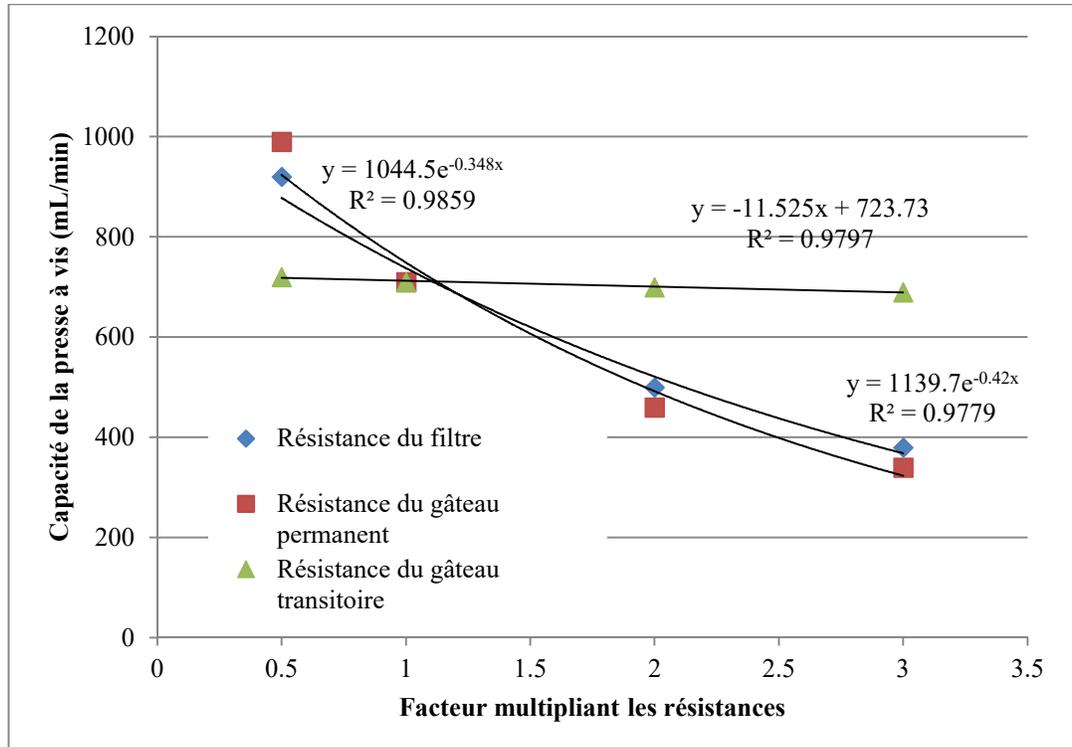


Figure 62. Effet de l'augmentation des trois résistances à la filtration (filtre, gâteau permanent et gâteau transitoire) sur la capacité de traitement d'une presse à vis

#### 7.4.1.3 Le différentiel de pression appliqué

L'effet du différentiel de pression appliquée selon le modèle mathématique est présenté à la Figure 63. Selon le modèle la capacité de traitement d'une presse à vis d'une géométrie donnée augmente linéairement avec le différentiel de pression appliqué. Cela n'a pas pu être observé pendant l'opération avec les presses à vis expérimentales puisque pour maintenir une opération stable à pression plus élevée la géométrie de la section de sortie doit être modifiée pour retenir la zone de consolidation dans la vis. Ce concept n'est pas actuellement pris en compte dans le modèle mathématique. Sur la Figure 63, on voit aussi

que la fraction massique du gâteau formé au cours de la filtration varie en fonction du différentiel de pression selon une loi logarithmique parce que le seuil de cisaillement en compression de la boue rouge augmente avec la pression. Une pression plus élevée permet de produire un gâteau plus concentré en particules solides. Pour une même longueur de zone de consolidation dans le filtre, augmenter la pression permet de produire un gâteau à la sortie avec une fraction solide massique plus élevée.

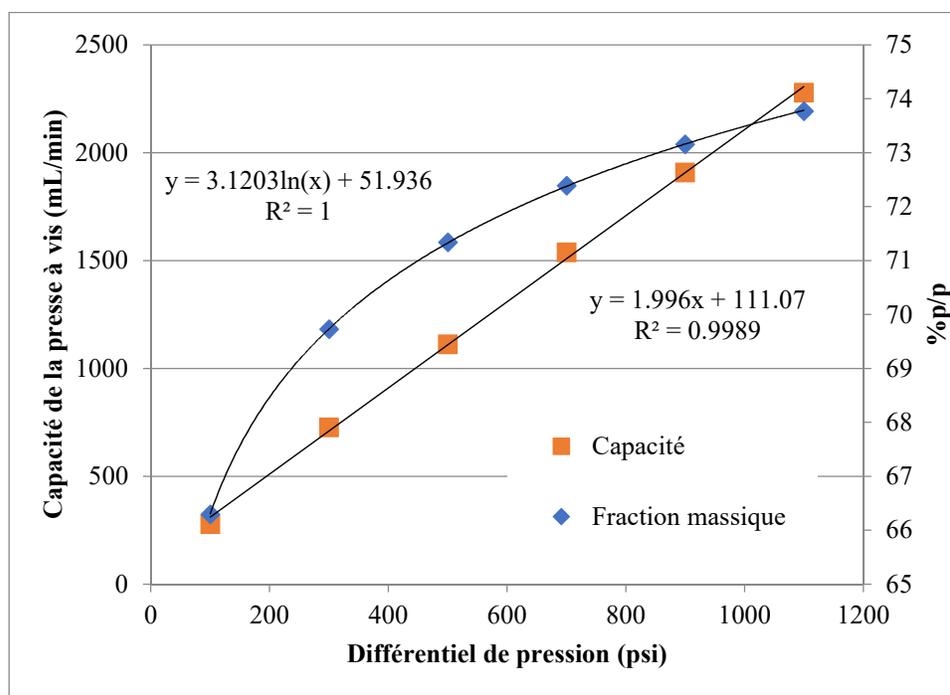


Figure 63. Graphique de la capacité de traitement d'une presse à vis et de la fraction massique du gâteau à la sortie en fonction du différentiel de pression appliqué

#### 7.4.1.4 Le temps de filtration

Le temps de filtration est représenté dans le modèle par le temps écoulé entre deux passages du filet de la vis sur le filtre et donc par la vitesse de rotation. Plus la vitesse de rotation est rapide, plus court est le temps de filtration et moins grande est la quantité de gâteau accumulée sur le filtre entre deux passages de la vis. Au-delà de trois tours par minute, la résistance du gâteau transitoire n'a plus d'impact sur la capacité de la presse à vis qui atteint un plateau (Figure 64).

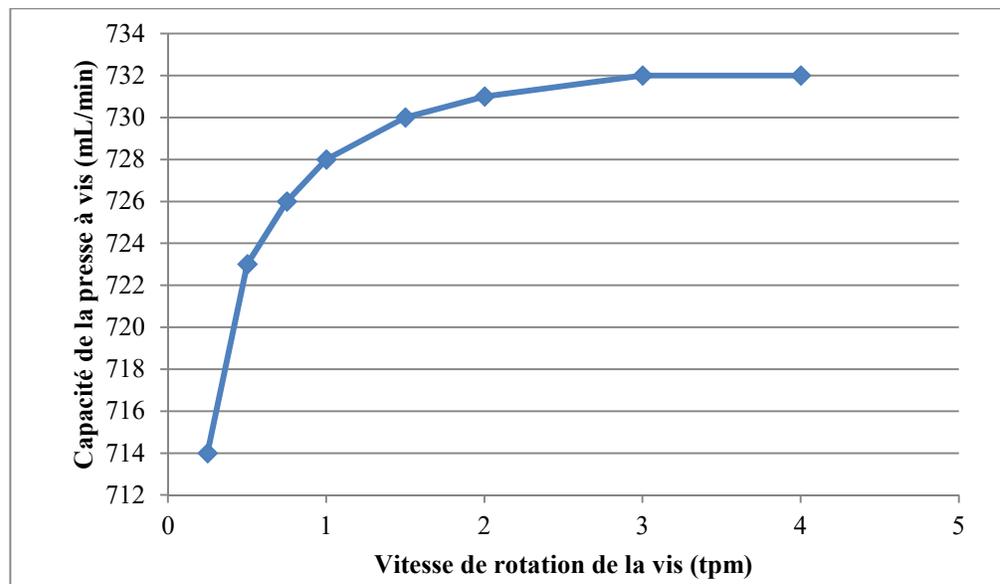


Figure 64. Graphique de la capacité de traitement d'une presse à vis en fonction de la vitesse de rotation de la vis

Le modèle considère toujours, qu'à l'équilibre, tout le gâteau produit dans un pas est transféré dans le pas suivant à chaque rotation. En réalité, ce transfert n'est pas total et peut

varier d'une vitesse de rotation à l'autre selon les propriétés du matériel à l'intérieur de la vis. La capacité calculée par le modèle mathématique est donc la capacité maximale correspondant à un transport total du gâteau par la vis. Cet aspect devra être étudié lors d'une étape subséquente du projet, puisque la vitesse de rotation de la vis influence le débit de sortie et le transport du matériel dans une vis en plus du taux de filtration.

#### *7.4.1.5 La viscosité du filtrat*

La viscosité du filtrat a un impact important sur la capacité de filtration d'une presse à vis et constitue un paramètre intrinsèque au matériel à séparer. Elle peut varier avec la concentration de NaOH, la concentration en flocculant et la température. Un filtrat moins visqueux passera plus facilement au travers du filtre puisqu'il y aura moins de pertes de charge. Par exemple, si la viscosité était doublée, la capacité de traitement diminuerait de moitié (Figure 65). La relation n'est toutefois pas linéaire. La viscosité de la liqueur Bayer à l'étude est plus élevée que celle de l'eau avec une valeur de  $1.27 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ . S'il était possible de diminuer la viscosité du filtrat jusqu'à ce qu'elle égale celle de l'eau, la capacité de traitement augmenterait d'environ 25%. Une liqueur trop visqueuse devrait être diluée avec de l'eau préalablement à la filtration, pour diminuer sa viscosité et augmenter le taux de filtration. Plus la concentration en réactifs du filtrat est élevée, moins la presse à vis est efficace.

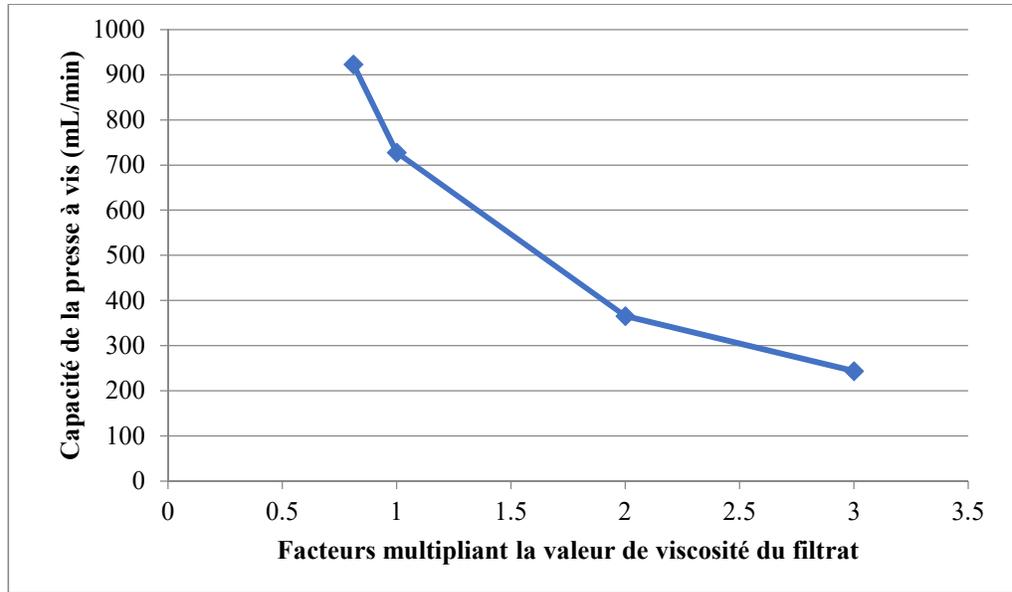


Figure 65. Graphique de la capacité de traitement d'une presse à vis en fonction de la viscosité du filtrat

Pour pallier à une viscosité plus élevée et conserver un même taux de filtration pour une géométrie de presse à vis donnée, il serait nécessaire d'augmenter la pression d'opération. En effet, varier le différentiel de pression appliqué proportionnellement au changement de viscosité du filtrat permettrait de conserver une capacité de filtration constante. Cela influencerait par contre la fraction solide massique de la boue à la sortie qui augmenterait si la pression appliquée augmente. La Figure 66 montre le volume de filtrat extrait calculé par le modèle mathématique pour chaque pas de la vis pour deux valeurs de viscosité et des pressions ajustées pour maintenir une capacité de traitement constante. La série de valeurs en rouge correspond au cas réel, c'est-à-dire que la viscosité du filtrat est de  $1.27 \times 10^3 \text{ Pa}\cdot\text{s}$  et que la pression est de 2 MPa. La deuxième série de valeurs en vert correspond au cas hypothétique où les valeurs de viscosité et de pression sont triplées (3.81

x  $10^3$  Pa·s et 6 MPa). Dans les premiers pas de la vis, l'augmentation proportionnelle de la pression par rapport à la viscosité produit un débit de filtrat presque identique. À partir du pas 14, où commence la zone de consolidation, le débit de filtrat par pas varie légèrement entre les deux séries puisque les pressions et fractions massiques finales ne sont pas les mêmes. Il est tout de même possible de conclure qu'augmenter la pression appliquée proportionnellement à l'augmentation de viscosité devrait permettre de conserver la même capacité de traitement.

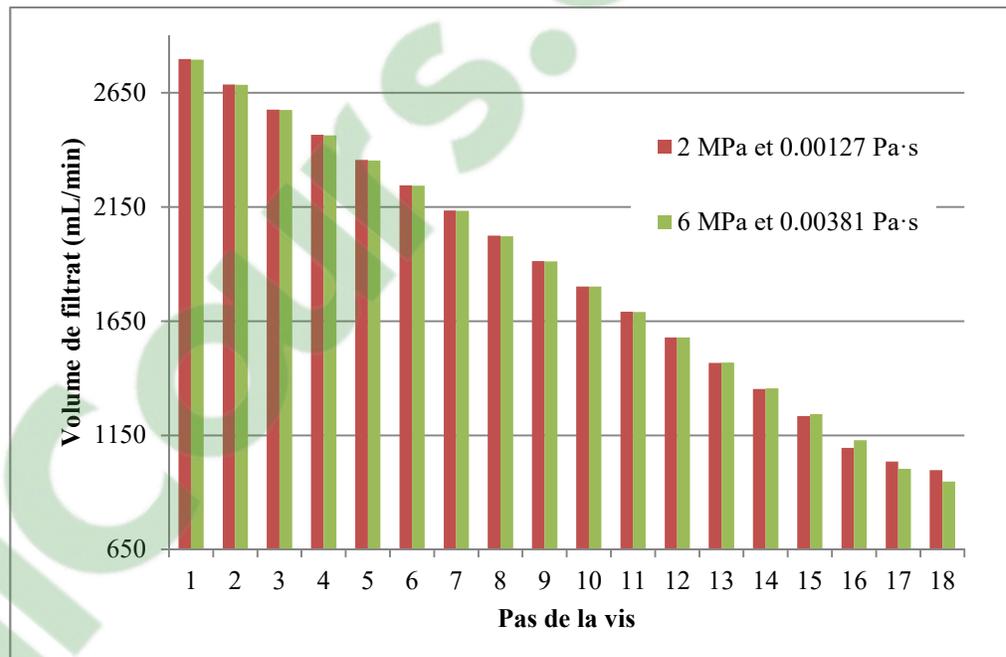


Figure 66. Graphique de la capacité de traitement d'une presse à vis en fonction de la viscosité du filtrat

#### 7.4.1.6 La fraction solide massique à l'alimentation

La capacité de filtration varie aussi en fonction de la fraction solide massique à l'alimentation de la presse à vis. En effet, plus la fraction solide à l'entrée est basse, plus la quantité de liquide à extraire pour atteindre une même cible de fraction solide à la sortie est grande. La Figure 67 montre que la capacité de filtration pour une géométrie déterminée augmente en suivant une loi exponentielle pour la plage de concentration solide étudiée. Traiter une suspension à haute fraction solide est donc plus rapide. La presse à vis est sensible aux variations de siccité à l'alimentation et une alimentation stable est préférable.

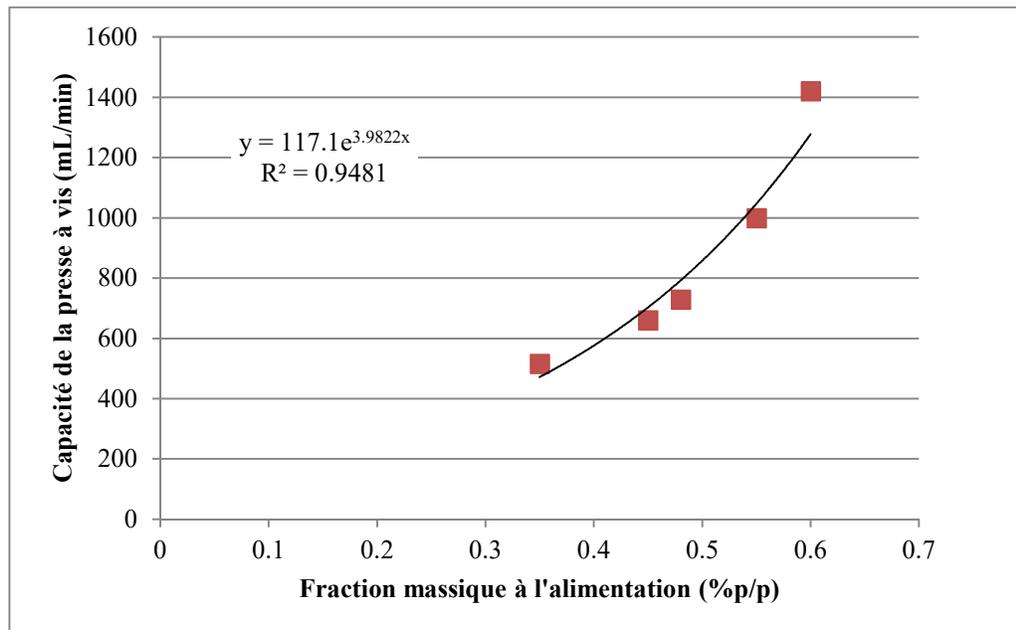


Figure 67. Graphique de la capacité de traitement d'une presse à vis en fonction de la fraction massique de la boue à l'alimentation

#### 7.4.1.7 L'aire du filtre

L'aire du filtre est un paramètre de géométrie important pour déterminer la capacité de filtration d'une presse à vis. Elle peut être variée en augmentant la longueur de la section de filtre ou encore en augmentant le diamètre du filtre et de la vis. L'augmentation du diamètre du filtre et de la vis peut impliquer que le transport du gâteau se fasse différemment et que ce dernier ne s'accumule pas parfaitement sur le devant du filet, mais plutôt avec un certain angle (angle de talus) qui diminuerait la surface disponible à la filtration de la suspension. Cet élément devra être validé puisque l'opération avec la presse à vis pilote n'a pas permis de le faire.

Lorsque l'aire du filtre est augmentée en augmentant la longueur de la section filtrante de la presse à vis, aucune variation de l'épaisseur ou de l'emplacement du gâteau n'est engendrée, puisque l'espace entre le filtre et l'arbre de la vis est maintenu constant. L'efficacité du transport est aussi conservée puisque le filet de la vis et le canal dans lequel circule le gâteau conservent la même géométrie. Le modèle mathématique calcule que la capacité de filtration augmente linéairement avec l'aire du filtre (Figure 68). En ce point, le modèle est parfaitement en accord avec les résultats expérimentaux des presses à vis à échelle laboratoire de 0.86 et 1.7 m.

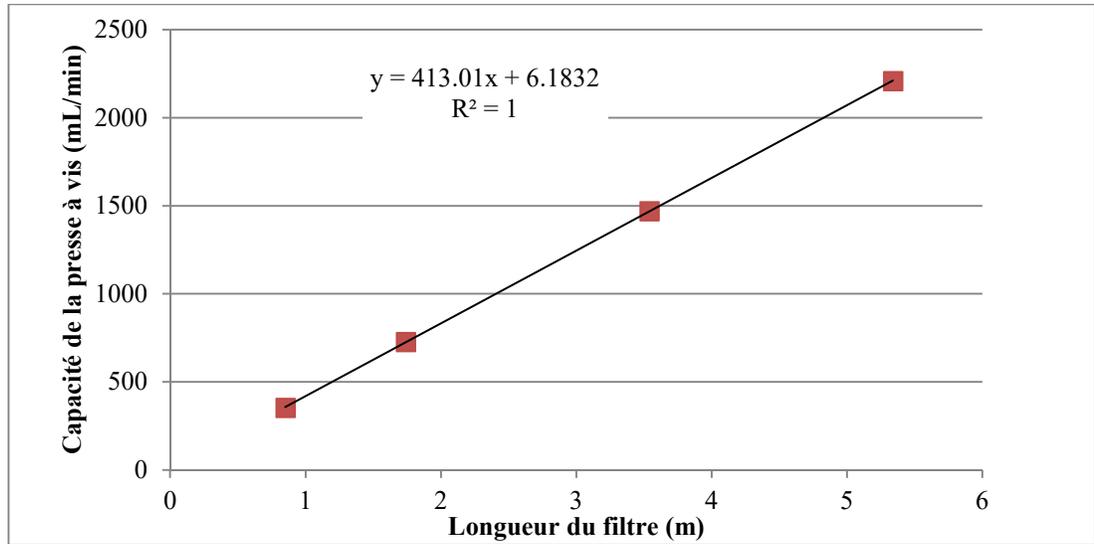


Figure 68. Graphique de la capacité de traitement d'une presse à vis en fonction de la longueur du filtre

La presse à vis pilote a un diamètre plus de trois fois plus grand que les presses à vis laboratoire, ce qui devrait permettre de valider si le gâteau se dépose aussi sur l'arrière du filet lorsque ce dernier est plus haut ou si une partie reste étalée sur le filtre et crée une résistance supplémentaire à la filtration.

#### 7.4.2 Les calculs du modèle mathématique appliqués aux tests à échelle laboratoire

En plus de calculer la capacité attendue d'une géométrie de presse à vis ou l'efficacité de séparation d'un matériel donné, le modèle mathématique permet de faire une rétrospection sur l'opération et de mieux comprendre les essais expérimentaux et les résultats obtenus. En effet, les performances des presses à vis varient quelques fois d'un test à l'autre

dépendamment de certains facteurs (débit de sortie du matériel, état d'oxydation des disques du filtre, nombre de tests effectués sans nettoyage du filtre, fluctuations à l'alimentation, etc). Pour des pressions similaires d'opération, ces variations auront souvent un impact sur la longueur de la zone de consolidation et donc du pas auquel elle débute. Le Tableau 4 présente quelques exemples où le modèle mathématique est utilisé pour diagnostiquer les différences dans les performances et rétro-calculer la longueur de la zone de consolidation pour les presses à vis à échelle laboratoire.

Pour le test 1, les calculs du modèle et les résultats expérimentaux concordent. Par contre, comme le filtre n'a pas été démonté après l'opération, l'emplacement de la zone de consolidation est inconnu. Le modèle mathématique permet toutefois de le calculer rétrospectivement. Comme le débit mesuré est très près de celui calculé (247 mL/min vs 250 mL/min) et que la fraction massique mesurée est plus élevée de 1%, la zone de consolidation selon le modèle commencerait à la fin du dernier pas dans le filtre. La configuration aurait donc été opérée à son maximum de capacité.

Pour le test 2, effectué avec la vis de 1.7 m avec des disques d'acier non-corrodés, le débit d'alimentation mesuré de 500 mL/min est inférieur à celui calculé par le modèle pour une opération à capacité maximale avec une zone de consolidation minimale. Cela indique donc la présence d'une zone de consolidation dans la vis plus grande que celle du modèle. De plus, la fraction solide massique mesurée de 73% au lieu de 71% corrobore le fait qu'une zone de consolidation plus grande était présente dans la vis, ce qui permet d'augmenter la pression et donc de compacter le gâteau. Avec un débit de 500 mL/min et un gâteau produit à 73%p/p, la zone de consolidation calculée dans le filtre se trouve en aval du pas 10.

Le test 3 a été effectué avec la presse à vis de 1.7 m dans des conditions similaires au test 2. Les calculs de performance du modèle sont donc les mêmes pour les deux essais. Le débit d'alimentation mesuré était toutefois plus élevé (600 mL/min) et la pression résultante plus basse (5.3 MPa). Un débit plus élevé à plus basse pression, explique que la fraction solide massique du gâteau ait été moins élevée puisqu'un plus faible temps de résidence dans la presse à vis implique un plus court temps de filtration. Le modèle considère que la fraction solide du gâteau produit est celle correspondant à son seuil de cisaillement en compression qui est fonction de la pression appliquée puisqu'il considère l'état stationnaire seulement. Une amélioration ultérieure du modèle pourrait inclure une variation de la fraction solide du gâteau produit si le temps de filtration est réduit et varie, ce qui pourrait permettre d'expliquer un gâteau à la sortie à plus basse fraction solide que son seuil de cisaillement en compression. La longueur de la zone de consolidation était donc certainement moins grande que lors du test 2. En se basant sur le débit d'alimentation et la pression d'opération, une zone de consolidation située en aval du pas 13 a été calculée.

Tableau 4. Données d'opération de trois essais expérimentaux versus les calculs du modèle mathématique

<b>Test</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>
<b>Longueur du filtre (m)</b>	0.86	1.7	1.7
<b>Matériau du filtre</b>	Acier	Acier	Acier
<b>Différentiel de pression (MPa)</b>	5.7	5.7	5.3
<b>Zone de consolidation (Pas)</b>	inconnu	inconnu	inconnu
<b>Zone de consolidation du modèle (Pas)</b>	Dernier	10-15	13-15
<b>Fraction solide à la sortie mesurée (%p/p)</b>	72	73	69
<b>Fraction solide à la sortie du modèle (%p/p)</b>	71	71	71
<b>Débit d'alimentation mesuré (mL/min)</b>	250	500	600
<b>Capacité de traitement du modèle (mL/min)</b>	247	595	593

## 7.5 CALCUL DE PERFORMANCE POUR LA PRESSE À VIS PILOTE

À l'aide du modèle mathématique, les performances d'opération attendues pour la presse à vis à échelle pilote ont été calculées. Les graphiques qui suivent montrent la capacité de traitement pour cette géométrie en fonction de la variation de certains paramètres opérationnels et géométriques comme la pression d'alimentation, la vitesse de rotation de la vis, la fraction solide à l'alimentation et la résistance du gâteau permanent.

Comme pour les calculs pour les vis à échelle laboratoire, le calcul de la capacité de traitement dans la presse à vis pilote est fait pour le régime stationnaire avec une zone de consolidation minimale correspondant au dernier pas à la fin de la vis. Les paramètres de base pour les calculs sont une pression de 8 MPa, une résistance du gâteau permanent de  $8 \times 10^{13} \text{ m}^{-1}$ , une résistance du filtre de  $3.4 \times 10^{13} \text{ m}^{-1}$ , une vitesse de rotation de 1 tpm et une fraction solide massique à l'alimentation de 48 %p/p.

La Figure 69 montre la capacité maximale de la presse à vis pilote en fonction de la pression d'alimentation. En raison des capacités de la pompe, l'opération de la presse à vis pilote devait s'effectuer à un maximum de 6.9 MPa (1000 psi). À 6.9 MPa, selon le modèle, il devrait être possible d'alimenter le montage à environ 20 L/min de suspension.

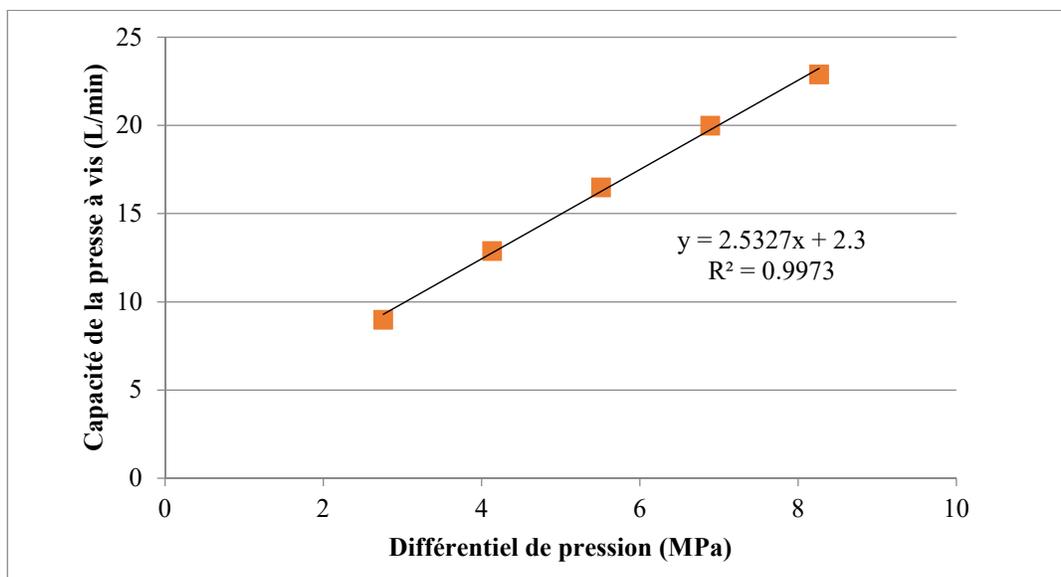


Figure 69. Débit d'alimentation pouvant être traité par la vis pilote en fonction de la pression d'alimentation

La Figure 70 montre l'effet de la résistance du gâteau permanent sur la capacité de traitement de la presse à vis pilote. Comme mentionné précédemment, le gâteau permanent est la résistance la plus élevée du système et est celle qui régule le taux de filtration. Selon les calculs, si la résistance du gâteau diminuait de  $8 \times 10^{13}$  à  $4 \times 10^{13} \text{ m}^{-1}$ , le débit d'alimentation traité passerait de 20 à 29 L/min, ce qui permettrait d'atteindre les performances visées par l'usine. Pour réduire la résistance du gâteau permanent, il faudrait créer un gâteau sur la paroi du filtre avec un matériel plus perméable, avant d'opérer avec de la boue rouge.

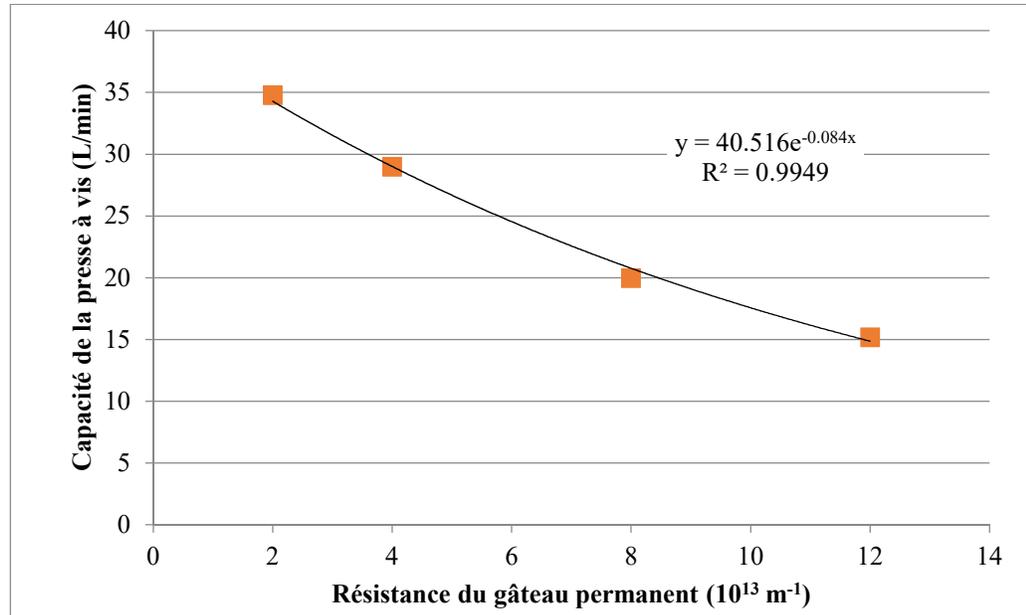


Figure 70. Capacité de la vis pilote en fonction de la résistance du gâteau permanent

Comme la presse à vis pilote sera alimentée avec de la boue provenant des décanteurs de l'usine Vaudreuil à la fin du circuit de lavage de la boue rouge, la fraction massique d'alimentation sera autour de 48 %p/p. La valeur de viscosité de la boue alimentée correspondra aux valeurs mesurées en laboratoire et ne pourra être modifiée. Seules la pression d'opération, la perméabilité du gâteau permanent (à l'aide d'un aide à la filtration) et la vitesse de rotation pourront être variées pour augmenter la capacité de la presse à vis pilote.

La Figure 71 représente l'effet de la vitesse de rotation de la vis sur le taux de filtration et donc sur la capacité de la presse à vis. Il n'y a pas de gain significatif (moins de 1 L/min) à opérer à une vitesse supérieure à 1 tpm. Par contre, pour maximiser l'efficacité, une vitesse

minimale de 1 tpm est recommandée puisqu'en dessous de cette valeur, la capacité diminue rapidement et le transport du gâteau à la sortie sera plus lent. Cela peut causer des instabilités d'opération et des fuites de boue entre les disques du filtre.

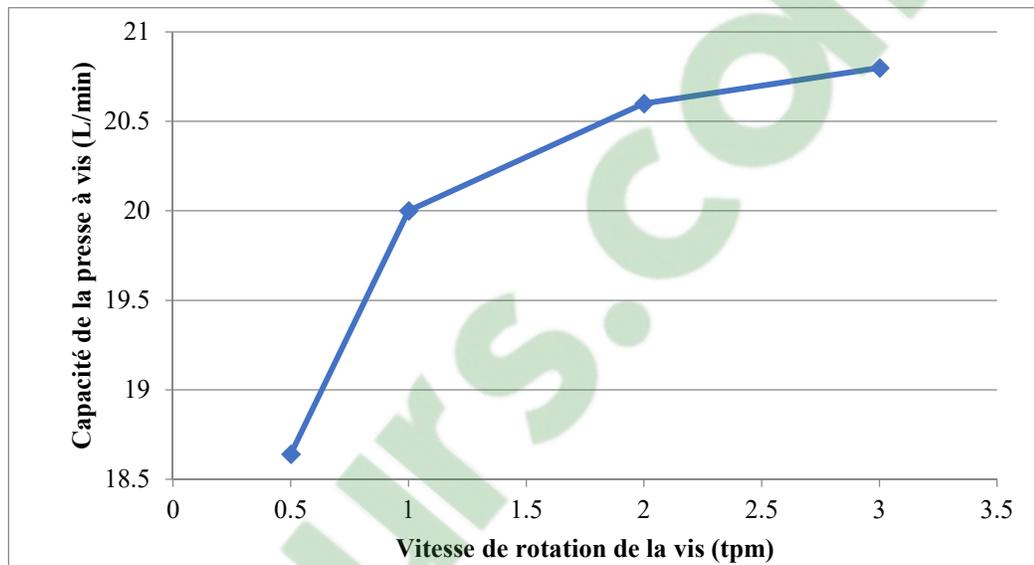


Figure 71. Capacité de la presse à vis pilote en fonction de la vitesse de rotation de la vis

## 7.6 RÉSULTATS EXPÉRIMENTAUX DE LA VIS PILOTE

Le modèle calcule une capacité de 20 L/min pour la presse à vis à échelle pilote, mais les premiers essais avec la presse à vis pilote n'ont pas permis d'atteindre l'état stationnaire et donc les calculs du modèle n'ont pu être validés par l'expérimentation. Le débit maximal

d'alimentation atteint en période de démarrage fut de 4 L/min et donc de seulement 20% de ce qui était attendu pour l'état stationnaire. Deux problèmes potentiels ont été identifiés comme pouvant empêcher d'atteindre l'état stationnaire du procédé : la perméabilité du système et le transport du gâteau de boue rouge compacté. Dans un premier temps, un diagnostic du filtre et de sa perméabilité a été effectué. Ensuite, une analyse des résultats pour valider l'efficacité du transport dans l'appareil a été effectuée.

### 7.6.1 Le diagnostic du filtre

Afin de comprendre les causes empêchant d'atteindre l'état stationnaire avec la presse à vis pilote et le faible débit d'alimentation observé, un diagnostic du filtre a été effectué. La résistance du filtre a été vérifiée avec des tests à l'eau pour voir si la perméabilité s'était détériorée. La résistance du filtre avait augmenté de l'ordre de  $10^{13}$  à  $10^{14}$ . L'augmentation de la résistance peut être due à plusieurs facteurs, dont l'infiltration de particules de boue rouge, la présence de graisse entre les disques provenant de la lubrification pour éviter l'usure des pièces en rotation, la détérioration du revêtement de peinture, la précipitation de caustique ou encore d'hydrate. Après ouverture du filtre, de fines particules solides de couleur rouge et des cristaux blancs ont été observés entre les disques. Afin de confirmer la nature des dépôts à la surface du filtre, une analyse des disques usés par microscopie à balayage électronique (MEB) et spectroscopie par énergie (EDS) a été effectuée. La figure 72 en présente les résultats incluant la composition chimique des différents éléments à la surface des disques. Le dépôt rouge a été identifié comme étant

exclusivement de la boue rouge et le dépôt blanc comme étant de l'hydrate d'alumine. Au centre du disque, la composition était celle de la peinture et la présence d'autres contaminants, comme de la graisse, n'a pas été observée.

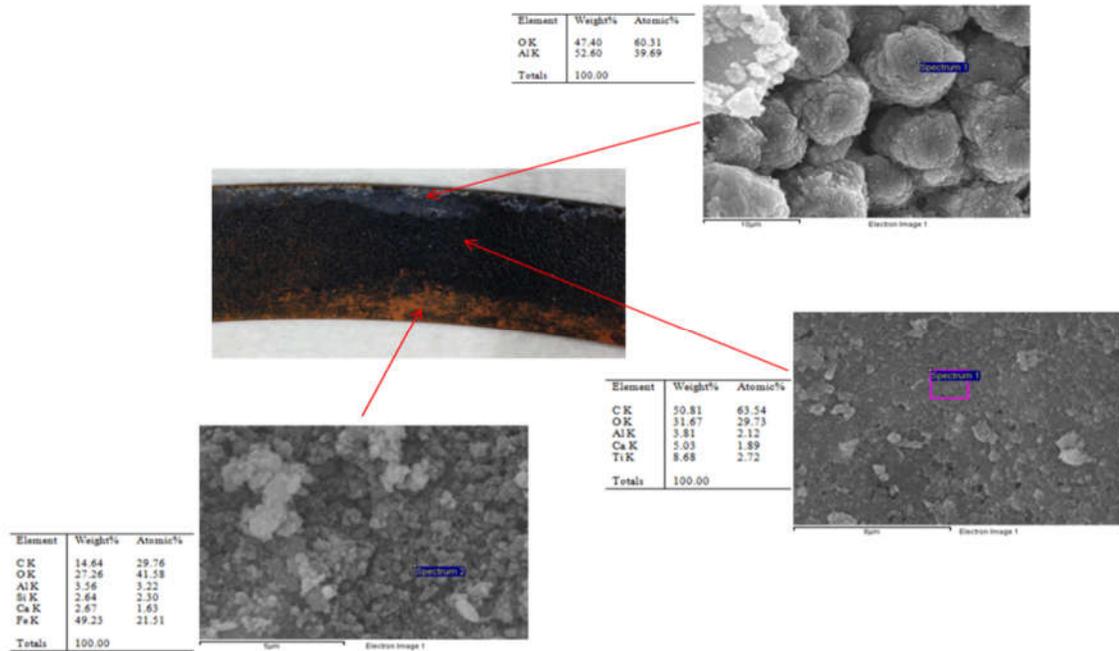


Figure 72. Analyse MEB de la surface d'un disque du filtre de la presse à vis pilote

Cette analyse a donc permis d'identifier deux différentes sources de colmatage du filtre. Pour éliminer ce colmatage, des pistes de solutions sont proposées.

### *7.6.1.1 L'élimination du colmatage dû à l'infiltration de boue rouge*

L'infiltration de la boue rouge dans le filtre est fonction de l'espace disponible entre deux disques et des pertes de charge lorsqu'ils sont serrés ensemble. Plus la porosité est grande, plus de particules solides peuvent pénétrer dans le filtre. Deux facteurs influencent la porosité entre deux disques: leur profil de rugosité et la pression de serrage. Premièrement, la rugosité de la surface a été diminuée et des disques aux surfaces plus lisses ont été testés. Ces essais ont permis de diminuer la quantité de boue rouge entre les disques, mais comme attendu, le taux de filtration a aussi diminué. Un filtre moins poreux restreint le passage de particules solides, mais aussi le passage du liquide et a une résistance plus grande. Pour conserver une perméabilité suffisante et diminuer le colmatage dû à l'infiltration de boue rouge, d'autres types de profil de rugosité et de revêtement de peinture ont été testés. De ces tests, un profil de rugosité a donné les résultats escomptés : une faible résistance et une perméabilité constante après plusieurs essais en utilisant le montage de la presse hydraulique. La Figure 73 présente la différence entre le profil de rugosité utilisé lors des premiers tests avec la presse à vis pilote et le profil de rugosité du nouveau revêtement. Le premier profil (en haut) correspond au profil de rugosité du montage pilote qui s'est colmaté au cours des essais. Le deuxième profil (en bas) est celui du nouveau revêtement. Des mesures de rugosité des différents profils ont été prises avec un rugosimètre. Le rugosimètre permet de mesurer, entre autres, la moyenne arithmétique de la hauteur des pics sur une distance définie ( $R_a$ ), la différence entre le point le plus haut et le point le plus bas de la surface ( $R_t$ ) et la distance moyenne entre deux pics consécutifs ( $R_{sm}$ ). Les valeurs mesurées de ces différents paramètres

sont présentées dans le Tableau 5. La différence majeure entre les deux profils de rugosité se situe au niveau de la distance entre chaque pic. Dans le cas de la surface du filtre de la presse à vis pilote, les pics sont très fins et rapprochés, tandis que dans le cas du nouveau revêtement les pics sont plus larges et très espacés.

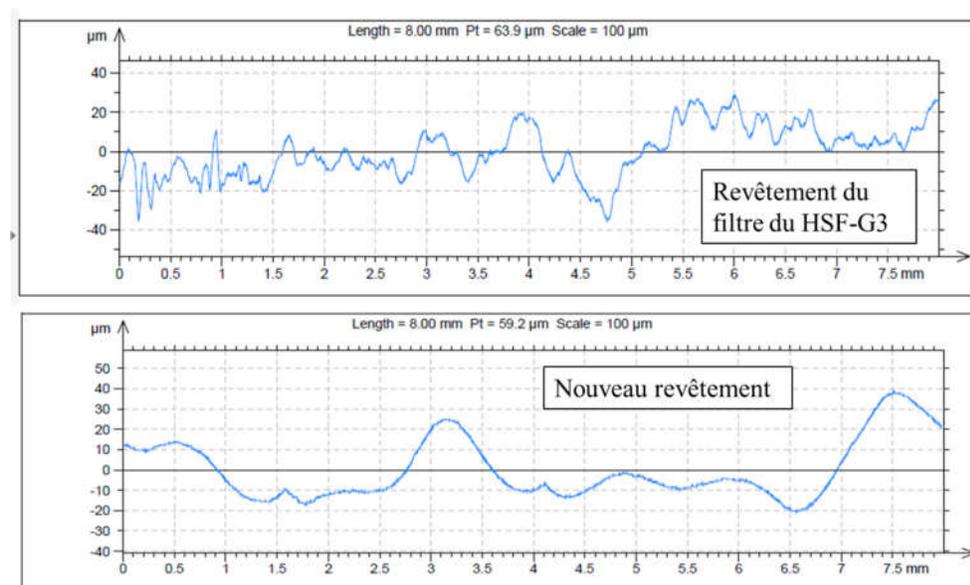


Figure 73. Profil de rugosité de la surface des disques de la presse à vis pilote (en haut) et du nouveau revêtement (en bas)

Tableau 5. Mesures de rugosité des deux surfaces de filtres sélectionnées

Type de surface	Valeur $R_a$ ( $\mu\text{m}$ )	Valeur $R_t$ ( $\mu\text{m}$ )	Valeur $R_{sm}$ ( $\mu\text{m}$ )
Surface du filtre du HSF-G3	4,11	63,9	0,28
Surface du nouveau revêtement	1,4	59,2	464

L'espacement entre les pics réduit les pertes de charge pour l'écoulement de la liqueur, ce qui permet aussi le passage des fines particules solides qui ne sont pas freinées et ne restent donc pas emprisonnées entre les disques du filtre. En effet, la clarté du filtrat obtenu avec le nouveau revêtement est moins bonne que celle du filtrat obtenu avec le filtre du montage pilote. Cela indique que le filtre laisse passer plus de particules solides avec le nouveau revêtement. Par contre, comme les particules solides ont assez d'espace pour traverser le filtre, elles ne restent pas coincées à l'intérieur de ce dernier, comme c'est le cas avec le filtre du pilote. Avec ce dernier, les particules solides étaient freinées par les multiples pics et s'accumulaient dans le filtre, entraînant son colmatage. Pour diminuer au maximum les risques de colmatage, la force de serrage a été diminuée de 25%, ce qui diminue les pertes de charge et facilite le passage des très fines particules avant la formation du gâteau. Cette amélioration a permis d'éliminer le colmatage dû à l'infiltration des particules de boue rouge en laboratoire. La Figure 74 montre les résultats des essais de vieillissement du filtre effectués en laboratoire pour les deux différents revêtements. Après 10 essais consécutifs, la résistance du filtre de la presse à vis pilote a augmenté d'un facteur 2.5, dû à l'infiltration des particules

de boue. Le nouveau revêtement du filtre a maintenu une résistance moyenne constante de  $5.0 \times 10^{13} \pm 0.3 \text{ m}^{-1}$  pendant les 10 essais.

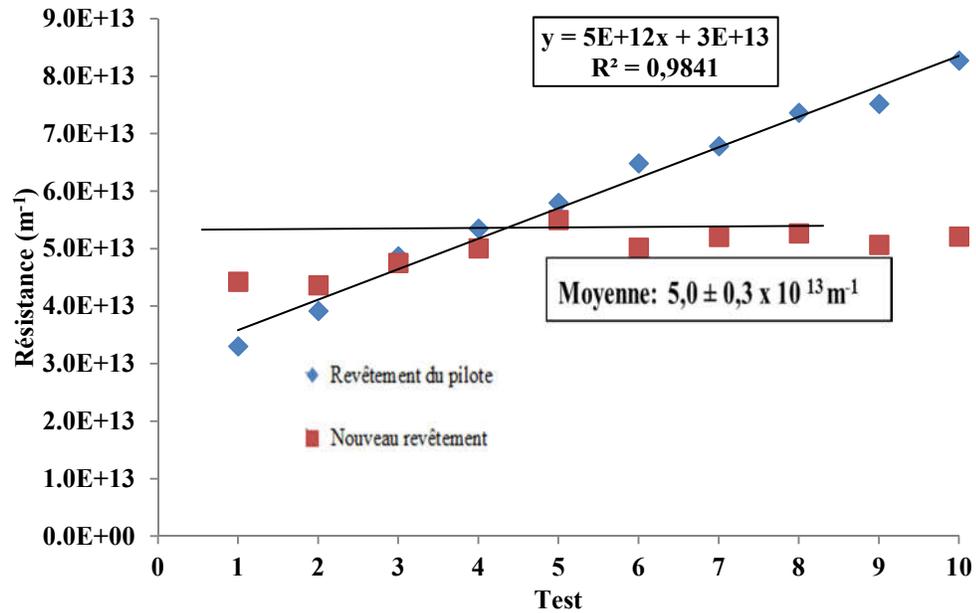


Figure 74. Résistance du filtre en fonction du nombre de tests effectués pour les deux profils de rugosité

### 7.6.1.2 L'élimination du colmatage dû aux arrêts

Lors des arrêts entre deux journées d'essais, la presse à vis pilote est arrosée avec de l'eau pure sur le dessus seulement et par intermittence afin d'éviter que le filtre sèche et que sa résistance augmente dans le temps. Ces conditions d'arrosage avaient été sélectionnées pour répondre à la limite d'eau potable pouvant être rejetée dans les circuits de l'usine. Par contre, la présence d'hydrate précipité observée après le démontage du filtre indique que cette méthode d'arrosage n'est pas adéquate. Rétroactivement, la méthode d'arrosage a donc

été étudiée sur un petit montage en laboratoire. Les résultats obtenus démontrent qu'un arrosage en continu avec de l'eau sur toute la surface permet de maintenir la perméabilité du filtre intacte. Pour répondre à la limite d'utilisation d'eau potable en usine, trois autres méthodes d'arrosage ont été investiguées. La Figure 75 montre l'augmentation de résistance du filtre après trois jours d'arrêt entre deux essais pour les différentes méthodes d'arrosage. Ces essais confirment que l'arrosage sur la moitié seulement du filtre avec de l'eau ne permet pas de maintenir une perméabilité constante. Dans ce cas, une augmentation de la résistance du filtre de 39% a été mesurée. Ensuite, l'arrosage avec la liqueur ou l'eau de procédé ne permet pas non plus de conserver une perméabilité du filtre stable dans le temps. Le NaOH qui précipite à la surface du filtre pendant l'arrosage colmate lentement le filtre. La seule méthode testée qui permet de conserver la perméabilité du filtre constante est l'arrosage en continu avec de l'eau potable sur la surface totale du filtre.

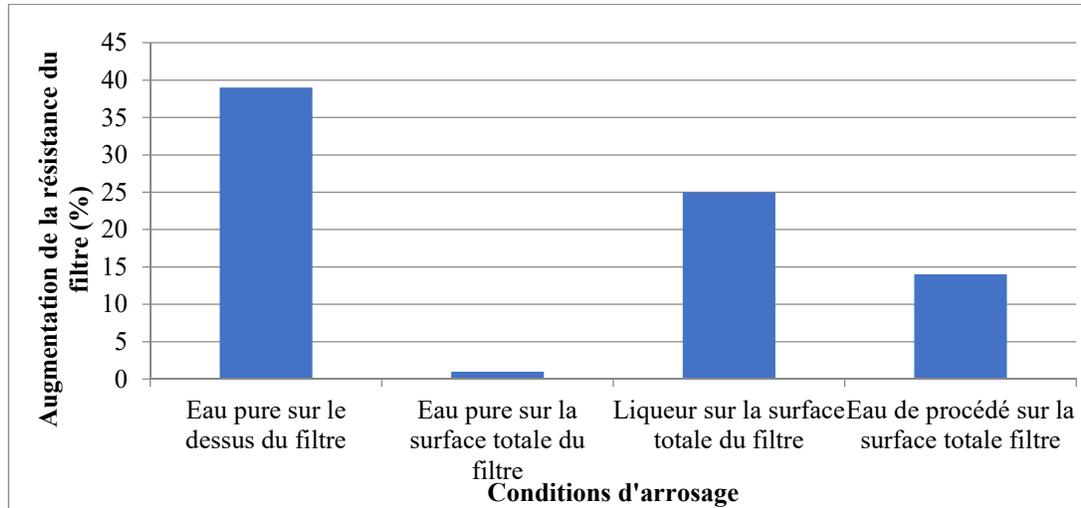


Figure 75. Augmentation de la résistance du filtre entre deux essais en fonction des méthodes d'arrosage pendant les arrêts entre les essais

#### 7.6.2 Le transport du gâteau

Suite à l'étude de la perméabilité du filtre, le filtre a été modifié suivant les recommandations présentées à la section 7.6.1 pour effectuer une autre série d'essais. Malgré les modifications apportées, les performances de l'équipement n'ont pas permis d'opérer la presse à vis à l'état stationnaire. Le problème majeur du design se situe au niveau de la section de sortie de l'appareil, dans laquelle le gâteau compacté s'accumule. La Figure 76 montre le gâteau de boue accumulé et bloqué dans la section de sortie. Une vis pour le transport du gâteau aurait aussi été nécessaire dans cette section, vu le caractère solide du gâteau. L'obturation de la sortie n'a pas permis d'atteindre l'état stationnaire et a engendré d'autres problèmes d'opération. Le modèle mathématique actuel n'inclut pas l'efficacité du transport dans la presse à vis ou dans la section de sortie. En opération, certains paramètres indiquent

grossièrement l'efficacité du transport : le débit de matériel à la sortie, la fraction solide à la sortie, le niveau d'ouverture de la sortie, la vitesse de rotation de la vis et le couple sur la vis.



Figure 76. Photo du gâteau de boue compactée dans la section de sortie de la vis démontée après la seconde série de tests avec la presse à vis pilote

### 7.6.2.1 L'analyse de l'efficacité du transport

L'efficacité du transport du gâteau à l'intérieur de la vis et du déchargement du matériel à la sortie de la vis varient au cours de l'opération en fonction de différents paramètres. Le couple sur la vis, par exemple, permet de suivre l'augmentation graduelle de fraction solide du gâteau dans la vis lors de l'étape de démarrage. En effet, le couple sur la vis augmente avec le cisaillement de la boue. Ce dernier augmente avec la force du réseau non-drainé qui varie avec la fraction solide de la boue rouge (Figure 77).

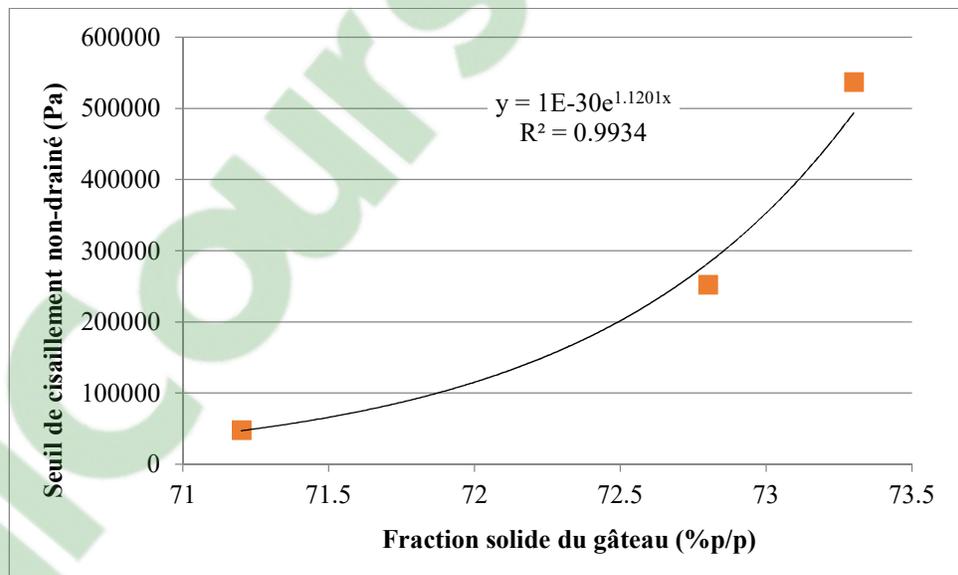


Figure 77. Seuil de cisaillement non-drainé de la boue rouge en fonction de la fraction solide du gâteau

Le couple sur la vis augmente donc graduellement avec la fraction solide de gâteau et se stabilise en opération continue. Si la restriction pour l'écoulement du gâteau compacté à

la sortie est trop grande, il en découle des problèmes d'opération majeurs pouvant mener à des bris d'équipements. En effet, durant les essais expérimentaux avec la presse à vis à échelle laboratoire de 1.7m, le couple sur la vis a atteint une valeur supérieure à la déformation plastique de l'arbre de la vis et celui-ci a cassé. Au démontage de la vis après ce test, du gâteau solide à plus de 75% a été retrouvé à l'intérieur de la section de sortie et dans les pas de la zone de consolidation. L'augmentation rapide du couple est survenue lorsque la fraction solide du gâteau dans la section de sortie a atteint 75% et que le frottement est devenu trop élevé pour que le gâteau puisse s'écouler facilement dans la section de tuyau à la sortie de la presse à vis. Suite à cet événement, le tuyau à la sortie a été raccourci pour diminuer les pertes de charge.

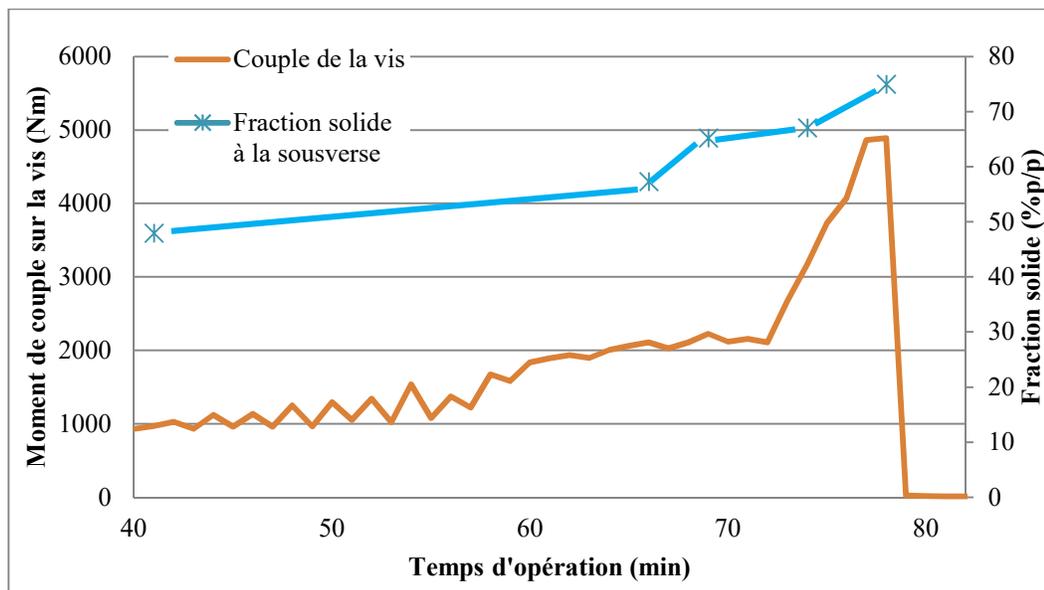


Figure 78. Augmentation du moment de couple sur la vis en fonction de la fraction solide massique du gâteau à la sortie pour un test avec la presse à vis à échelle laboratoire de 1.7 m

Lorsque le débit solide à la sortie est inférieur au débit solide de l'alimentation, l'état stationnaire est rompu et il devient difficile d'opérer et d'épaissir en continu la boue avec une fraction solide ciblée, sans que celle-ci ne varie. Si le débit de sortie est légèrement plus lent que celui de l'alimentation, le gâteau est compacté à la sortie avec une fraction solide supérieure à la cible. C'est ce qui s'est produit dans le test présenté à la Figure 78. Comme le débit de sortie avait diminué, le débit de filtrat et la zone de consolidation avaient augmenté, engendrant un gâteau avec une fraction solide autour de 75% p/p. Lorsque le gâteau plus épais a atteint la section de sortie, la force de cisaillement non-drainée très élevée de ce gâteau a provoqué la rupture de la vis. Si la résistance mécanique de la vis avait été plus grande ou la friction à la sortie moins élevée, l'écoulement aurait pu être maintenu constant et un nouvel état stationnaire aurait pu être rétabli. Il est donc important pour maintenir le régime stationnaire que le débit solide de sortie égale celui de l'alimentation et permette une opération stable en continu.

Un autre problème opérationnel relié à un mauvais écoulement du gâteau compacté à la sortie correspond à l'observation de fuites de boue au travers du filtre. En effet, comme la pompe d'alimentation maintient un débit constant, si le débit à la sortie n'est pas suffisant, la pression appliquée par la pompe sur le gâteau permanent augmente suffisamment pour le rompre par endroit. Comme l'espace entre les disques du filtre est suffisamment grand pour le passage de particules solides et que le gâteau de boue permanent constitue la réelle barrière aux particules de boue rouge, la suspension s'infiltré au travers du gâteau permanent et s'écoule au travers du filtre. Ce chemin devient alors préférentiel, puisqu'il y a moins de

résistance à passer directement au travers du filtre qu'au travers de la zone de consolidation à la sortie de l'appareil.

Dans les tests avec la vis pilote en usine, ce phénomène a été observé. Puisque le gâteau de boue produit ne sortait pas de la presse à vis en raison du colmatage de la section de sortie, la suspension a fuit au travers du filtre. Pour éviter ces fuites, le débit d'alimentation a dû être réduit à moins de 2 L/min.

Bien que l'opération en continu n'ait pas été possible avec la presse à vis pilote, les données prises lors des essais de démarrage ont tout de même permis de remarquer une différence d'efficacité entre deux vitesses de rotation de la vis. Un démarrage à 1 tpm et un autre à 3 tpm ont été effectués. Les deux tests ont permis de produire les 200 L de gâteau, correspondant à la quantité de gâteau calculée par le modèle que la presse à vis devrait contenir en opération stationnaire. Ce volume inclut la section de sortie et correspond à 200 L de gâteau. Comme la valve à la sortie est fermée au cours des démarrages, l'hypothèse est posée que le gâteau était produit en quantité suffisante et demeurait à l'intérieur de la presse à vis. Le couple sur la vis, qui a monté au cours des périodes de démarrage, est aussi un indicateur qui corrobore cette hypothèse. La comparaison de ces deux essais indique que la filtration à 3 tpm a été plus rapide. Il a fallu 2h30 pour produire le 200 L de gâteau versus 3h pour le test à 1 tpm. Une différence sur le couple a aussi été observée. Le couple moyen sur la vis au cours du test à 1 tpm était de 42 kNm alors qu'il était seulement de 24 kNm pour celui à 3 tpm. Pour un même matériel, une vitesse de rotation plus élevée devrait impliquer un couple sur la vis plus élevé. Par contre, c'est l'inverse qui a été observé. Le gâteau raclé à 3 tpm est environ trois fois plus mince que celui à 1 tpm et a eu trois fois moins de temps

pour se consolider. Il est donc possible que le gâteau le plus mince soit plus facile à racler produisant un couple plus faible à 3 tpm qu'à 1 tpm. À la fin de ce test, aucun gâteau à 70% p/p n'a été recueilli à la sortie, bien que le calcul du bilan de masse confirme que le volume de filtrat extrait était suffisant. Le transport n'a donc pas été efficace. Au contraire, au lieu de transporter le gâteau vers la zone de sortie, c'est la vis qui est allée buter à la sortie. Une vitesse de 3 tpm ou plus n'est donc pas recommandée pour cette application.

Finalement, les essais avec la presse à vis pilote ont démontré qu'il aurait été possible d'atteindre la cible de fraction solide de gâteau à la sortie si le transport avait été efficace. En effet, bien qu'il n'ait pas été possible d'augmenter le débit, pour un faible débit d'alimentation de 1.7 l/min, le volume de filtrat était constant et le ratio volume de filtrat sur le volume d'alimentation était d'environ 0.5, ce qui correspond à une production de gâteau à 70% p/p.

## CHAPITRE 8

### CONCLUSION

L'objectif principal de ce projet de recherche consistait à concevoir et développer une presse à vis permettant d'augmenter la siccité de la boue rouge jusqu'à de hautes fractions solides ( $\geq 70\%$ p/p) dans le but ultime de diminuer la quantité de résidus acheminés aux sites de disposition, de faciliter leur empilement, d'augmenter leur perspective de valorisation et de minimiser la perte de liqueur caustique et d'alumine en solution. Ce développement s'est fait par l'adaptation d'un filtre à disque opéré à pression élevée, ce qui a permis d'atteindre les cibles de fractions solides visées. Une étude expérimentale sur les paramètres d'opération et de géométrie avec l'aide de trois géométries différentes, dont deux presses à vis à échelle laboratoire et une à échelle pilote, a permis de comparer les observations expérimentales avec la théorie de la filtration et de vérifier l'effet de certains paramètres, comme l'aire du filtre, la perméabilité du filtre, la perméabilité du gâteau permanent, la vitesse de rotation de la vis et la pression d'alimentation.

L'effet de l'aire du filtre a été étudié en comparant les résultats des deux vis à échelle laboratoire possédant des longueurs différentes mais un même diamètre. L'augmentation de

l'aire du filtre d'une presse à vis en augmentant sa longueur permet d'augmenter proportionnellement la capacité de traitement.

La perméabilité du filtre a aussi été étudiée avec les presses à vis à échelle laboratoire en modifiant la pression de serrage des disques et leur rugosité de surface. Les résultats ont démontré qu'un serrage plus faible et une rugosité plus élevée étaient favorables à la filtration puisqu'ils diminuent la résistance du filtre. Par contre, une pression de serrage minimale doit être appliquée afin de conserver une séparation solide-liquide efficace et de ne pas avoir de fuites lors de l'opération de la presse à vis. Cette étude de la perméabilité du filtre a été complétée avec un petit montage expérimental sur une presse hydraulique. Une partie importante de l'étude de la perméabilité du filtre et aussi des propriétés rhéologiques de la boue rouge a été effectuée en collaboration avec Simon Gravel (Gravel 2015).

La résistance du gâteau permanent est un paramètre difficile à mesurer avec exactitude. La méthode utilisée pour le faire est de calculer cette résistance en pompant de l'eau sous pression dans une presse à vis vidée après un essai expérimental, ce qui permet de conserver le gâteau permanent à la surface du filtre. Cette méthode n'a pas permis d'obtenir des valeurs fiables de résistance, mais a tout de même permis de comparer deux épaisseurs différentes de gâteau permanents et de sélectionner un design dans lequel le gâteau permanent est le plus mince possible afin d'avoir la résistance à la filtration la plus faible possible. Le gâteau permanent est la résistance à la filtration la plus importante dans la presse à vis. Elle détermine la capacité maximale de filtration de l'appareil. Il est donc primordial qu'elle soit maintenue à une valeur minimale.

Les essais ont aussi permis de varier la vitesse de rotation de la vis dans le montage pilote. Un démarrage à une vitesse de 1 tpm et un autre à 3 tpm ont permis d'observer qu'une vitesse trop élevée ne permet pas de transporter le gâteau efficacement, bien que la filtration soit plus rapide.

Les essais expérimentaux ont permis de conclure que la pression d'opération est le paramètre clé pour produire un gâteau de boue rouge à une fraction solide au-delà de 70% p/p. En raison du seuil de cisaillement en compression de la boue rouge, il est nécessaire de filtrer avec une pression élevée pour atteindre la cible. De plus, la pression à l'alimentation nécessaire à la filtration dépend de la résistance du gâteau permanent et du filtre. Si les résistances à la filtration sont plus élevées, une pression plus grande sera nécessaire pour traiter un même débit d'alimentation.

Il est difficile de tester en laboratoire tous les paramètres d'opération et de géométrie en raison des coûts et du temps requis. C'est pourquoi le deuxième objectif de ce projet de recherche consistait à élaborer un modèle mathématique semi-empirique de la compaction de la boue à l'intérieur de la presse à vis. Ce modèle a permis de décrire les mécanismes de compaction dans la presse à vis et d'évaluer l'effet de différents paramètres opérationnels et géométriques sur la capacité de traitement. Il peut donc être utilisé pour calculer la capacité de traitement d'une presse à vis d'une certaine géométrie.

Le modèle mathématique simule la séparation solide-liquide à l'intérieur d'une presse à vis au moyen de deux zones successives, une première zone de filtration et une seconde de consolidation du gâteau. Ces deux zones qui constituent la base du modèle ont été validées

par un essai expérimental où la fraction solide de la boue dans les pas de la vis a été mesurée. Les équations mathématiques permettant de décrire la filtration et l'augmentation de pression dans la presse à vis ont été présentées. Le modèle mathématique est unidimensionnel et stationnaire et calcule donc la capacité de traitement d'une presse à vis en opération stable. Le modèle mathématique est semi-empirique, puisque des relations empiriques sont utilisées pour calculer la résistance du gâteau transitoire de la boue rouge et la fraction solide du gâteau.

Pour la zone de filtration, le modèle utilise une intégration de la loi de Darcy modifiée afin de calculer le volume de filtrat extrait dans chaque pas. Le modèle mathématique est original puisqu'il utilise une équation provenant de la littérature sur le transport des sols argileux (Merritt 2004) pour calculer l'augmentation de pression dans la zone de consolidation, ce qui ne se retrouve pas dans la littérature. Cette innovation a permis de produire un modèle bien adapté à la séparation solide-liquide de la boue rouge dans une presse à vis qui tient compte de son état de suspension et de son état de gâteau solide. Les valeurs rhéologiques de la boue rouge à utiliser dans l'équation de Merritt ont été mesurées à l'aide d'essais de compression simple et de test de cisaillement en laboratoire sur des gâteaux de boue compactés à différentes fractions solides.

Les résultats du modèle mathématique ont permis de démontrer l'effet des paramètres inclus dans la loi de Darcy modifiée. L'étude avec le modèle indique que pour augmenter la capacité de filtration d'une presse à vis, les résistances du filtre, du gâteau permanent et du gâteau transitoire doivent être minimisées. Une fois la résistance du filtre optimisée, la

résistance du gâteau permanent est la résistance la plus élevée et est donc celle qui limite la filtration.

Selon le modèle, une pression plus élevée dans la zone de filtration augmenterait la capacité de traitement. En opération par contre, il a été observé qu'une pression plus élevée devrait être accompagnée d'une zone de consolidation plus longue afin de créer plus de résistance à l'écoulement de la pulpe et d'éviter que la boue alimentée sous une plus haute pression passe directement à la sortie. Puisque le modèle décrit seulement le régime stationnaire, il ne tient pas compte des fluctuations du transport de la boue à l'intérieur de la vis.

Les calculs du modèle indiquent aussi qu'une vitesse de rotation supérieure à 1 tpm entraîne un gain inférieur à 0.6% de la capacité de filtration. Par contre, en deçà de 1 tpm, la capacité de filtration diminue plus rapidement. La vitesse de rotation optimale selon le modèle mathématique se trouve dans la plage de 1 à 3 tpm. Par contre, les essais avec la vis pilote ont démontré que le transport du gâteau à 3 tpm ne semble pas aussi efficace. Comme le modèle ne simule pas le transport mais l'évalue par bilan de masse, les calculs du modèle doivent être complétés et interprétés avec les résultats expérimentaux.

La capacité de filtration varie aussi avec la viscosité du filtrat, la fraction massique de la boue à l'alimentation et l'aire du filtre. Une viscosité du filtrat plus faible diminue la résistance à la filtration et augmente la capacité de filtration. Une fraction massique de la boue à l'alimentation plus élevée implique qu'il y a moins de liquide à extraire pour atteindre la cible de fraction massique du gâteau et augmente la capacité de filtration. Finalement, plus

l'aire du filtre est élevée, plus la capacité de filtration est grande. Cette corrélation est directement proportionnelle. Donc, pour augmenter le débit traité, la solution la plus facile serait d'allonger la presse à vis ou d'augmenter le nombre de presses à vis.

Les calculs du modèle sont en accord avec les résultats obtenus à l'échelle laboratoire. Ils ont aussi permis d'étudier l'effet de différents paramètres d'opération et de géométrie pour compléter l'étude expérimentale avec les presses à vis à échelle laboratoire et pilote. Il y a toutefois des lacunes au modèle mathématique qui n'ont pas permis de prévenir les problèmes d'opération dans la presse à vis pilote, comme la représentation du transport dans la presse à vis et de l'état transitoire.

Il serait intéressant d'améliorer le modèle mathématique pour qu'il soit transitoire et qu'il inclut le transport du gâteau compacté dans la vis et dans la zone de sortie après la vis, afin d'avoir un design de cette section optimal et d'éviter le colmatage. Pour inclure ces nouveaux éléments dans le modèle mathématique, il serait pertinent de refaire une presse à vis à échelle laboratoire afin d'étudier le transport et le changement de propriétés rhéologiques de la boue rouge en relation avec le couple sur la vis. L'indicateur de performance de la presse à vis utilisé lors des essais était majoritairement le ratio débit de filtrat sur débit d'alimentation, ce qui permettait de s'assurer que la séparation solide-liquide était efficace et permettait d'atteindre la cible de fraction solide de 70% p/p à la sortie. Un second indicateur de performance fiable pour le transport, comme le couple sur la vis, permettrait de faciliter l'opération et de s'assurer qu'il n'y a pas de problème de colmatage ou d'accumulation de gâteau dans l'appareil et de suivre le débit de sortie de gâteau afin de maintenir un équilibre de bilan massique et de pression durant l'opération.

## RÉFÉRENCES

Absolon, V. J. and D. Nieuwkerk (2014) Innovative use of screw press filtration in tailings dewatering plant design, Ishigaki Oceania.Australie.

Andersen, N. P. R., et al. (2004). "New approach to determining consolidation coefficients using cake-filtration experiments." Powder Technology 142: 98-102.

Arslan, S., et al. (2015). ETI aluminium red mud characteristics and evaluation of dewatering performance. Bauxite residue valorisation and best practices. Leuven.

Avery, Q. and K. Wilson (2013). Red mud pressure filtration. Paste 2013, Belo Horizonte, Brazil.

Bánvölgyi, G. and T. M. Huan (2009). De-watering, disposal and utilization of red mud: state of the art and emerging technologies. ICSCOBA Volume 2. India.

Bates, L. (2000). "Guide to the design, selection, and application of screw feeders." British Materials Handling Board. 168 pages.

Bereaux, Y., et al. (2009). "A simple model of throughput and pressure development for single screw." Journal of Materials Processing Technology 209(1): 611-618.

Boivin, A. (2004). Étude expérimentale sur le compactage de la boue rouge dans un décanteur semi-industriel. Mémoire de maîtrise. Département des sciences appliquées, Université du Québec à Chicoutimi. 195 pages.

Boivin, A., Labrum, D., Savard, V., Reid, M. (2015). "Experimental plan and criteria for the high fraction of solids (HSF)." Rapport. Centre de recherche et développement d'Arvida. Saguenay.

Boivin, A., Bouchard, M.-L., Simard, G., Savard, V., Gravel, S., "Screw press with filtre plates", Brevet #WO2015/162472 A1, 29 octobre 2015

Botten, A. J., et al. (2003). "A model to predict the pressure development in single screw extrusion." Journal of Materials Processing Technology 135: 284-290.

Bouchard, M. L. (2011). Utilisation d'une technique de traçage ferromagnétique pour étudier le comportement et le déplacement des boues rouges dans un décanteur, Université du Québec à Chicoutimi. 347 pages.

Bouchard, M. L. (2013). Preuve de concept: Utilisation de la technologie de compaction à HFS (Haute fraction solide) pour augmenter la fraction solide du CaF<sub>2</sub>. Rapport, Rio Tinto Alcan. Centre de Recherche et de développement d'Arvida. Saguenay.

Bray, E. L. (2015). "Mineral commodity summaries 2015." US Department of the Interior. US geological survey. Retrieved 24-02-2106.

Burbidge, A. S. and J. Bridgwater (1995). "The single screw extrusion of pastes." Chemical engineering science 50 (16): 2531-2543.

Buscall, R. and L. R. White (1987). "The consolidation of concentrated suspensions." J. Chem. Soc. Faraday Trans. I 83: 873-891.

Chapuis, A., et al. (2014). "Separation efficiency and energy consumption of oil expression using a screw-press: The case of *Jatropha curcas* L. seeds." Industrial Crops and Products 52: 752-761.

Civan, F. (1998). "Practical model for compressive cake filtration including fine particle invasion." AIChE J. 44 (11): 2388-2398.

Concha, A. F. (2004). Filtration theory and practice. Solid-liquid separation short course. Hamilton, Canada.

Coussot, P. (2005). Rheometry of pastes, suspensions, and granular materials - Applications in industry and environment. WILEY-Interscience.

Coussot, P. and J. L. Grossiord (2001). Comprendre la rhéologie: de la circulation du sang à la prise du béton, EDP Sciences.

Dai, J. and J. R. Grace (2008). "Biomass screw feeding with tapered and extended sections." Powder Technology 186: 56-64.

Dai, J. and J. R. Grace (2008). "A model for biomass screw feeding." Powder Technology 186: 40-55.

Davies, M. (2011). Filtered dry stacked tailings- The fundamentals. Proceedings tailings and mine waste 2011, Vancouver, BC, Canada.

De Kretser, R. G., et al. (2005). Comprehensive dewatering behaviour analysis for fine and flocculated materials. 18th Annual conference of the American filtration and separation society, American filtration and separation society.

De Kretser, R. G., et al. (2001). "Rapid filtration measurement of dewatering design and optimization parameters." Aiche Journal 47 (8): 1758-1769.

de Roccaro, V. G., Sorrentinon, J.A., Gutiérrez, W., Alvarado, R. (1998). Red mud filtration. Light Metals. B. Welch, The Minerals, Metals & Materials Society: 103-106.

Dunning, J. W. (1953). "History and latest development in expeller and scrow press operations on cottonseed." The journal of the american oil chemists' society(November): 486-492.

Egenes, T. H. and T. Helle (1992). "Transport and drainage processes in a screw press, as affected by material characteristics." Pulp & Paper-Canada 78th Annual Meeting, Technical section. CPPA: B173-B181.

Egenes, T. H. and T. Helle (1995). "An experimental/modelling study of solid-liquid separation in a screw press." Advances in pulp and papermaking 91(307): 172-181.

Espinasse, B. (2003). Approche théorique et expérimentale de filtration tangentielle de colloïdes: flux critique et colmatage. Génie des procédés. Thèse de doctorat. Toulouse, Université Paul Sabatier. 200 pages.

European Aluminium (2013). Bauxite Residue Management: Best Practice. World Aluminium. [http://www.european-aluminium.eu/wp-content/uploads/2011/08/Bauxite\\_Residue\\_Management\\_-\\_Best\\_Practice\\_English\\_.pdf](http://www.european-aluminium.eu/wp-content/uploads/2011/08/Bauxite_Residue_Management_-_Best_Practice_English_.pdf).

European Aluminium (2015). Bauxite residue management: Best practice. [http://www.european-aluminium.eu/wp-content/uploads/2011/08/Bauxite\\_Residue\\_Management\\_-\\_Best\\_Practice\\_English\\_.pdf](http://www.european-aluminium.eu/wp-content/uploads/2011/08/Bauxite_Residue_Management_-_Best_Practice_English_.pdf).

Evans, K. (2015). Successes and challenges in the management and use of bauxite residue. Bauxite residue valorisation and best practices. Leuven. 128 pages.

Gräfe, M. (2011). "Bauxite residue issues: IV. Old obstacles and new pathways for in situ residue bioremediation."

Gräfe, M., Power, G., Klauber, C. (2011). "Bauxite residue issues: III. Alkalinity and associated chemistry." Hydrometallurgy 108: 60-79.

Gravel, S. (2015). Étude expérimentale de la filtration sous haute pression de résidus miniers en suspension. Mémoire de maîtrise. Sciences appliquées, Université du Québec à Chicoutimi. 125 pages.

Gravel, S. and V. Savard (2014). Étude rhéologique d'une suspension de boue rouge et de ses caractéristiques propres à la filtration sur gâteau, Rapport, Université du Québec à Chicoutimi.

Grossiord, J.-L. and G. Couarraze (2000). Initiation à la rhéologie. Paris, Édition TEC & DOC. 298 pages.

Groupe-de-travail-canadien-sur-les-MRN, Comité-de-radioprotection-fédéral-provincial-territorial (2011). Lignes directrices canadiennes pour la gestion des matières radioactives naturelles, Santé Canada.

H2FLOW (2015). Sludge treatment equipment catalog- Volute dewatering press and thickener. [www.h2flow.com](http://www.h2flow.com). AMCON.

Hanspal, N. S., et al. (2009). "Development of a predictive mathematical model for coupled stokes/Darcy flows in cross-flow membrane filtration." Chemical engineering journal 149: 132-142.

Hind, A. R., et al. (1999). "The surface chemistry of Bayer process solids: a review." Colloids and Surfaces a-Physicochemical and Engineering Aspects 146 (1-3): 359-374.

Holtz, R. D. and W. D. Kovacs (1991). Introduction à la géotechnique. Tec et Doc. 808 pages.

Howells, I., et al. (1990). "Time dependent batch settling of flocculated suspensions." Appl. Math. Model 14: 77-86.

Hun, H. S. (2010). Sludge dehydrating apparatus, ARK, Brevet #WO2011102691.

Jewell, R. J. and A. B. Fourie (2006). Paste and Thickened Tailings - A Guide, Australian Center for Geomechanics.

Kamst, G. F. (1995). Filtration and expression of palm oil slurries as a part of the dry fractionation process. Thèse de doctorat. Technische Universiteit Delft, Pays Bas.

Kamst, G. F., et al. (1997). "Solid-phase creep during the expression of palm-oil filter cakes." Aiche Journal 43 (3): 665-672.

Klauber, C., Gräfe, M., Power, G. (2011). "Bauxite residue issues: II. options for residue utilization." Hydrometallurgy 108: 11-32.

Kocurek, J. and M. Palica (2005). "Simulation and experimental verification of the filtration and filter cake compression model." Powder Technology 159: 17-26.

Konnur, R. and S. Raha (2007). "Parameter estimation and simulation of dependence of constant pressure batch dewatering on initial solids concentration." Int. J. Miner. Process. 81: 248-255.

Landman, K. A., et al. (1991). "Dewatering of flocculated suspensions by pressure filtration." Physics of fluids A 3(6): 1495-1509.

Landman, K. A. and L. R. White (1997). "Predicting filtration of flocculated suspensions." AIChE J. 43 (12): 3147-3160.

Lee, D. J. and C. H. Wand (2000). "Theories of cake filtration and consolidation and implications to sludge dewatering." Water research 34 (1): 1.

Lu, W. M., et al. (1993). "Studies on the mechanism of cross-flow filtration." Chemical engineering science 48 (5): 863-872.

Mackley, M. R. and N. E. Sherman (1992). "Cross-flow cake filtration mechanisms and kinetics." Chemical engineering science 47 (12): 3067-3084.

Malito, J. T. (1996). Improving the operation of red mud pressure filters. Light Metals. W. Hale: 7 pages.

Manley, T. H. and R. B. Johnston (1995). "Screw Presses in Waste Dewatering." Tappi Journal 78 (12): 233-235.

Martinez, M. L., et al. (2013). "Screw press extraction of almond (*Prunus dulcis* (Miller) DA Webb): Oil recovery and oxidative stability." Journal of Food Engineering 119 (1): 40-45.

Masayoshi, S. (1992). "Solid-liquid separating apparatus." Brevet #WO9316867.

Masayoshi, S. (2006). "Solid-liquid separating device." Brevet ##WO2007135920.

Merritt, A. S. (2004). Conditioninig of clay soils for tunnelling machine screw conveyor, Thèse de doctorat. Université de Cambridge. 292 pages.

Merritt, A. S. and R. J. Mair (2006). "Mechanics of tunnelling machine screw conveyors: model tests." Géotechnique 56 (9): 605-615.

Merritt, A. S. and R. J. Mair (2008). "Mechanics of tunnelling machine screw conveyor: a theoretical model." Géotechnique 58 (2): 79-94.

Mihoubi, D., et al. (2003). "Mechanical dewatering of suspension." Desalination 158: 259-265.

Moysey, P. A. and M. R. Thompson (2005). "Modelling the solids inflow and solids conveying of single-screw extruders using the discrete element method." Powder Technology 153 (2): 95-107.

Muller, M. and R. Eggers (2014). "Gas-Assisted Oilseed Pressing on an Industrial Scale." Journal of the American Oil Chemists Society 91(9): 1633-1641.

Nguyen, Q. D. and D. V. Boger (1985). "Thixotropic behaviour of concentrated bauxite residue suspensions." Rheological Acta 24: 427-437.

Oberg, E., Jones, F., Horton, H., Ryffell, H. (2000). "Machinery's handbook" Industrial press inc 26e édition. 2630 pages.

Pan, L., et al. (2012). "Studies on positive conveying in helically channeled single screw extruders." Express Polymer Letters 6 (7): 543-560.

Peloquin, G. (2003). Modélisation mathématique de la décantation de boue rouge. Sciences appliquées, Université du Québec à Chicoutimi. 231 pages.

Pietscha, A. and R. Eggers (2011). "Gas-assisted oilseed pressing - Design of and tests with a novel high-pressure screw press." 11th International Congress on Engineering and Food (Icef11) 1: 1381-1387.

Power, G., et al. (2011). "Bauxite residue issues : I. Current management, disposal and storage practice." Hydrometallurgy 108: 33-45.

PWTech (2014). Volute dewatering press - Innovative sludge dewatering technology offering many advantages over conventional sludge management methods. <http://pwtech.us/Images/Brochure/PWTechVoluteDewateringPress.pdf>.

Queensland Alumina (2002). A flow chart process. Q. A. Limited. Gladstone, Australia.

Reichmann, B. and J. Tomas (2001). "Expression behaviour of fine particle suspensions and the consolidated cake strength." Powder Technology 121: 182-189.

Robitaille, V. and D. Tremblay (1997). Mécanique des sols. Mont-Royal, Québec. 462 pages.

RTA (2016). "La production d'aluminium." Retrieved 24-02-2016.

Ruth, B. F., et al. (1933). "Studies in filtration: I. Critical analysis of filtration theory." Ind. Eng. Chem. 25: 76-82.

Sang-Chul, B. (2005). Screw type solid-liquid separation apparatus, Brevet #WO200732605.

Savard, V. (2015). Étude de la compaction de la boue rouge sous l'action d'une presse à vis. S. d. r.-P. partie, UQAC: 31 pages.

Savard, V., et al. (2012). Étude sur le compactage de la boue rouge à l'aide d'une presse à vis (GRUSSL 12-02). Rapport. Université du Québec à Chicoutimi. 20 pages.

Schramm, G. (1998). A practical approach to rheology and rheometry. Federal Republic of Germany, Thermo Haake. 267 pages.

Schulze, D. (2011). "Flow properties of powders and bulk solids." Ostfalia University of Applied Sciences, Wolfenbüttel, Allemagne. 21 pages.

Shirato, M., et al. (1981). "Industrial expression theories and optimisation of membrane-compression type filter-press operation." 2nd World Congress of Chemical Engineering. Montréal.

Shirato, M., Murase, T., Hayashi, N., Miki, K., (1978). "Fundamental studies on continuous extrusion using a screw press." Int. Chem. eng. 18 (4): 680-688.

Shirato, M., et al. (1983). "Cake filtration - a technique for evaluating compression permeability data at low compressive pressure." Filtration & Separation 20 (5): 404-406.

Shirato, M., Murase, T., Masashi, I., Nakatsuka, S. (1986). "The Terzaghi-Voigt combined model for constant pressure consolidation of filter cakes and homogeneous semi-solid materials." Chem. Eng. Sci. 41: 3213-3218.

Shirato, M., Murase, T., Negawa, M., Moridera, H., (1971). "Analysis of expression operations." Journal of Chemical engineering of Japan 4 (3): 263.

Shirato, M., Murase, T., Tokunaga, A., Yamada, O. (1970). "Fundamental studies of expression under variable pressure." Journal of Chemical engineering of Japan 3 (1): 105.

Shirato, M., Sambuichi, M., Kato, H., Aragaki, T. (1969). "Internal flow mechanism in filter cakes." Aiche Journal **15**(3): 405-409.

Sorensen, B. L., et al. (1997). "A theoretical model for blinding in cake filtration." Water environment research **69** (2): 168-173.

Sorensen, P. B. and J. A. A. Hansen (1993). "Extreme solid compressibility in biological sludge dewatering." Water Science & Technology **28** (1): 133.

Sorensen, P. B., et al. (1996). "Filtration and expression of compressible cakes." Chemical engineering science **51**(6): 967.

Sparapany, J. W. and J. Weibel (1995). "Optimization of Screw Press Dewatering Using Statistical Analysis." 1995 International Environmental Conference, Books 1 and 2: 281-289.

Steinlechner, E., et al. (1996). Red mud, a challenge for filtration Proceedings of the 4th International Alumina Quality Workshop, AQW inc: 251-261.

Stickland, A. D. and R. Buscall (2009). "Whither compressional rheology?" J. Non-Newtonian Fluid Mech. **157**: 151-157.

Svarovsky, L. (1990). Solid-liquid separation 3rd edition, Elsevier. 554 pages.

Talebi, K., et al. (2015). "Modeling of soil movement in the screw conveyor of the earth pressure balance machines (EPBM) using computational fluid dynamics." Tunnelling and Underground Space Technology **47**: 136-142.

Talmon, A. M. and A. Bezuijen (2002). Muck discharge by the screw conveyor of an EPB tunnel boring. Geotechnical aspects of underground construction in soft ground.

Talmon, A. M. and A. Bezuijen (2006). Muck discharge by screw conveyor of an EPB tunnel boring machine. Tunnelling a Decade of progress. GeoDelf 1995-2005.

Tan, W. H., et al. (2008). Behaviour of clay-steel interfaces. International conference on construction and building technology.

Tarleton, E. S. and R. J. Wakeman (1994). "Understanding flux decline in crossflow microfiltration. Part 2 - Effects of process parameters." Trans IChemE 72 (A): 431-440.

Teoh, S. K., et al. (2006). "Analysis of cake filtration data - A critical assessment of conventional filtration theory." AICHE J. 52 (10): 3427-3442.

Tiller, F. M. and M. Shirato (1964). "Role of porosity in filtration: Vi. New definition of filtration resistance." Aiche Journal 10 (1): 61.

Tiller, F. M. and C. S. Yeh (1987). "The role of porosity in filtraion. Part XI: Filtration followed by expression." Aiche Journal 33 (8): 1241.

Tsubakihara, Y. and H. Kishida (1993). "Frictional behaviour between normally consolidated clay and steel by two direct shear type apparatus." Soils and foundations 33 (2): 1-13.

Usher, S. P. (2002). Suspension dewatering: Characterisation and optimisation. Thèse de doctorat. Particulate Fluids, Processing center, Department of chemical engineering. Melbourne, Australia, Université de Melbourne. 367 pages.

Venter, M. J., et al. (2007). "Modelling an experimental evaluation of high-pressure expression of cocoa nibs." Journal of Food Engineering 80: 1157-1170.

Voges, S., et al. (2008). "Gas assisted oilseed pressing." Separation and Purification Technology 63 (1): 1-14.

Wakeman, R. (2007). "The influence of particle properties on filtration." Separation and Purification Technology 58: 234-241.

Wallis, G.B. (1991). "The averaged Bernoulli equation and macroscopic equations of motion for the potential flow of two-phase dispersion." International Journal of Multiphase Flow 17 (6). 683-695.

Wu, A. and Y. Sun (2008). Granular dynamic theory and its application, Springer Berlin Heidelberg.

Xu, J. Q. and G. G. Duffy (2001). "Operational parameters in screw press dewatering." Appita Journal 54(4): 369-375.

Yoshikawa, T. (1996a). "Soil pressure drop of the screw conveyor for shielded machines." Trans. Jpn. Soc. Mech. Eng. C 62 (595): 1197-1203.

Yoshikawa, T. (1996b). "Soil pressure drops of various screw conveyor structures for shield machine." Trans. Jpn. Soc. Mech. Eng. C 62 (599): 2927-2930.

Yoshikawa, T. (1996c). "Conditions on soil pressure drop of screw conveyor for shield machine." Trans. Jpn. Soc. Mech. Eng. C 62 (599): 2931-2935.

Yu, Y. and P. C. Arnold (1996). "The influence of screw feeders on bin flow patterns." Powder Technology 88: 81-87.

Zydney, A. L. and C. C. Ho (2000). "A combined pore blockage and cake filtration model for protein fouling during microfiltration." Journal of colloid and interface science 232: 389-399.