



Modèles modulaires pour la simulation phénoménologique de circuits de broyage de minerais : mise en équations, calibrage des paramètres et étude de cas pour la commande

Mémoire

Benjamin Légaré

Maîtrise en génie des matériaux et de la métallurgie - avec mémoire
Maître ès sciences (M. Sc.)

Québec, Canada

© Benjamin Légaré, 2021

Résumé

Face à la croissance du coût de l'énergie, la complexification des gisements, et une pression sociétale accrue pour réduire l'empreinte environnementale des activités industrielles, l'industrie minière est confrontée à un défi de taille. Les usines minéralurgiques comptent pour une portion significative de la consommation énergétique des sites miniers alors que les circuits de broyage affichent une efficacité énergétique sous la barre des 30 %. L'amélioration de l'efficacité énergétique de l'étape de fragmentation apparaît comme une avenue logique afin de diminuer l'empreinte énergétique des usines minéralurgiques. Cette recherche vise à démontrer que l'amélioration de la performance énergétique des circuits de comminution est possible en définissant une stratégie d'opération adaptée qui utilise de la régulation avancée.

Afin de résoudre la problématique, plusieurs échantillonnages de la réponse dynamique du circuit de broyage de la mine Niobec ont été effectués. La programmation et le calibrage d'un simulateur dynamique permettant de suivre la distribution granulométrique de chacun des flux du circuit de broyage de la mine ont été complétés par la suite. Ce simulateur a permis l'étude des performances du circuit dans différentes conditions d'opération incluant l'intégration de perturbations dans le comportement du minerai.

Une stratégie de régulation avancée visant à maximiser la charge circulante du circuit a été développée en utilisant des contrôleurs PID. La maximisation de la charge circulante va de pair avec une amélioration de la classification dans le circuit et une diminution du surbroyage ce qui entraîne une amélioration de l'efficacité énergétique.

En comparaison à la stratégie de contrôle actuelle, celle proposée permet d'augmenter le tonnage traité et de diminuer la consommation énergétique par tonne traitée. Les simulations montrent qu'une réduction de 8,29 à 6,92 kWh par tonne traitée est envisageable. Cette amélioration de l'empreinte énergétique se fait de concert avec une augmentation de 155 à 184 tonnes traitées par heure tout en maintenant la cible de dimension du produit de broyage. La robustesse de la stratégie de régulation proposée est démontrée par l'étude de sa réponse à une variation de la dureté du minerai traité.

Ces résultats montrent qu'il est possible d'accroître significativement les performances en utilisant des stratégies de régulation avancée à la portée des systèmes de contrôle les plus communément utilisés. Ils indiquent aussi que l'augmentation de l'efficacité de la classification est un aspect important de l'amélioration des performances énergétiques.

Table des matières

| | |
|--|------|
| Résumé | ii |
| Table des matières | iii |
| Liste des figures..... | iv |
| Liste des tableaux..... | viii |
| Remerciements..... | ix |
| Introduction | 1 |
| 1 Revue de littérature..... | 3 |
| 1.1 Fragmentation du minerai | 3 |
| 1.2 Énergie consommée | 5 |
| 1.3 Broyage..... | 7 |
| 1.4 Classification | 9 |
| 1.5 Contrôle de procédé..... | 12 |
| 1.6 Conclusion..... | 19 |
| 2 Modélisation des équipements..... | 20 |
| 2.1 Structure de programmation dans Matlab/Simulink..... | 21 |
| 2.2 Broyeurs..... | 22 |
| 2.3 Hydrocyclones..... | 28 |
| 2.4 Tamis vibrants | 29 |
| 2.5 Manutention du minerai..... | 31 |
| 2.6 Conclusion..... | 32 |
| 3 Calibrage des modèles | 34 |
| 3.1 Circuit de fragmentation de l'usine Niobec..... | 34 |
| 3.2 Plan d'expériences | 36 |
| 3.3 Échantillonnage en usine | 37 |
| 3.4 Essais en laboratoire..... | 46 |
| 3.5 Calibrage de la fonction de broyage..... | 48 |
| 3.6 Agencement du circuit dans le simulateur..... | 52 |
| 3.7 Calibrage en régime continu..... | 53 |
| 3.8 Calibrage de la dynamique..... | 55 |
| 3.9 Résultats de calibrage..... | 58 |
| 3.10 Conclusion..... | 69 |
| 4 Développement d'une stratégie de contrôle..... | 70 |
| 4.1 Problématique industrielle | 70 |
| 4.2 Définition de la stratégie proposée..... | 77 |
| 4.3 Analyse des performances..... | 88 |
| 4.4 Conclusion..... | 99 |
| Conclusion | 100 |
| Références | 103 |
| Annexe A - Échantillonnage du circuit de comminution de la mine Niobec | 113 |
| Annexe A.1. Régime continu | 113 |
| Annexe A.2. Premier échelon, -18 % tonnage et ajout d'eau au RM..... | 114 |
| Annexe A.3. Second échelon, -16 % tonnage alimenté et ajout d'eau fixe au broyeur à barre..... | 117 |
| Annexe A.4. Troisième échelon, +50 % sur l'ouverture du concasseur à cône..... | 120 |

Liste des figures

| | |
|--|----|
| Figure 1-1: Mouvement en cataracte modélisé à l'intérieur d'un broyeur; a) les particules sont colorées par dimension, b) les particules sont colorées en fonction de leur vitesse (rapide en rouge et pratiquement immobile en bleu) [133]..... | 8 |
| Figure 1-2: Tamis vibrant [103]..... | 10 |
| Figure 1-3: Hydrocyclone [102]..... | 10 |
| Figure 1-4: Schéma de l'écoulement à l'intérieur d'un hydrocyclone [77]..... | 11 |
| Figure 1-5: Schéma d'une boucle de rétroaction..... | 13 |
| Figure 1-6: Circuit de comminution de Kidd Creek et la stratégie de contrôle proposée [29]..... | 16 |
| Figure 1-7: Schéma du circuit de broyage du concentrateur de Strathcona et de la stratégie de contrôle implantée [98]..... | 18 |
| Figure 2-1: Librairie Simulink..... | 21 |
| Figure 2-2 : Schéma d'écoulement du modèle de broyeur..... | 22 |
| Figure 3-1: Diagramme d'écoulement du circuit de comminution de Niobec..... | 34 |
| Figure 3-2: Schéma du processus de calibrage du simulateur..... | 36 |
| Figure 3-3: Détermination des moments d'échantillonnage suivant l'application d'un échelon à l'alimentation du broyeur à barres..... | 37 |
| Figure 3-4: Distributions granulométriques des flux échantillonnés en régime permanent le 27 octobre 2014..... | 39 |
| Figure 3-5: Données acquises par les appareils de mesure lors de l'échantillonnage du 27 octobre 2014..... | 40 |
| Figure 3-6: Distributions granulométriques des flux échantillonnés en régime permanent le 28 octobre 2014..... | 41 |
| Figure 3-7: Données acquises par les appareils de mesure lors de l'échantillonnage du 28 octobre 2014..... | 42 |
| Figure 3-8: Distributions granulométriques des flux échantillonnés en régime permanent le 29 octobre 2014..... | 43 |
| Figure 3-9: Données acquises par les appareils de mesure lors de l'échantillonnage du 29 octobre 2014..... | 44 |
| Figure 3-10: Distributions granulométriques des flux échantillonnés en régime permanent le 30 octobre 2014..... | 45 |
| Figure 3-11: Données acquises par les appareils de mesure lors de l'échantillonnage du 30 octobre 2014..... | 46 |
| Figure 3-12: Essai de broyage en lots pour indice de broyabilité Bond, minerai provenant de l'échantillon de la décharge du RM le 27 oct..... | 50 |
| Figure 3-13: Essai de broyage en lots pour des particules inférieures à 212 μm , minerai provenant de l'échantillon de la décharge du RM le 27 oct..... | 50 |
| Figure 3-14: Essai de broyage en lots pour des particules grossières provenant d'une classe granulométrique, minerai provenant de l'échantillon de la décharge du RM le 27 oct..... | 50 |
| Figure 3-15: Essai de broyage en lots pour des particules grossières provenant de deux classes de particules, minerai provenant de l'échantillon de la décharge du RM le 27 oct..... | 50 |
| Figure 3-16: Essai de broyage en lots, échantillon de la décharge du RM le 28 oct. à l'instant zéro..... | 51 |
| Figure 3-17: Essai de broyage en lots, échantillon de la décharge du RM le 29 oct. à l'instant zéro..... | 51 |
| Figure 3-18: Taux de fragmentation de la fonction de sélection pour chacun des essais de broyage en lots .. | 51 |
| Figure 3-19: Modèle programmé par blocs pour représenter le circuit broyage du concentrateur de Niobec .. | 53 |
| Figure 3-20: Tonnages autour du broyeur à barres et à la surverse des hydrocyclones à l'état stationnaire ... | 60 |
| Figure 3-21: Ajouts d'eau de la boîte de pompe mesuré et simulé à l'état stationnaire..... | 60 |
| Figure 3-22: P_{80} des flux échantillonnés à l'état stationnaire..... | 60 |
| Figure 3-23 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état stationnaire..... | 60 |
| Figure 3-24 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du second échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état stationnaire..... | 60 |
| Figure 3-25: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du troisième échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état stationnaire..... | 60 |
| Figure 3-26 : Tonnages autour du broyeur à barres et à la surverse des hydrocyclones lors du premier échelon..... | 62 |

| | |
|--|----|
| Figure 3-27: Ajouts d'eau de la boîte de pompe mesurée et simulée lors du premier échelon..... | 62 |
| Figure 3-28 : P_{80} des flux échantillonnés lors du premier échelon..... | 62 |
| Figure 3-29: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état initial, lors du premier échelon..... | 62 |
| Figure 3-30: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du second échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état initial, lors du premier échelon..... | 62 |
| Figure 3-31: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon..... | 62 |
| Figure 3-32 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du deuxième échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon..... | 63 |
| Figure 3-33: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du troisième échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon..... | 63 |
| Figure 3-34: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du quatrième échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon..... | 63 |
| Figure 3-35: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du cinquième échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon..... | 63 |
| Figure 3-36 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du cinquième échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon..... | 63 |
| Figure 3-37: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du sixième échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon..... | 63 |
| Figure 3-38 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état final lors du premier échelon..... | 64 |
| Figure 3-39 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du second échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état final lors du premier échelon..... | 64 |
| Figure 3-40 : Tonnages autour du broyeur à barres et à la surverse des hydrocyclones lors du deuxième échelon..... | 65 |
| Figure 3-41: Ajouts d'eau de la boîte de pompe mesurée et simulée lors du deuxième échelon..... | 65 |
| Figure 3-42 : P_{80} des flux échantillonnés lors du deuxième échelon..... | 65 |
| Figure 3-43: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état initial lors du deuxième échelon..... | 65 |
| Figure 3-44: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du second échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état initial lors du deuxième échelon..... | 65 |
| Figure 3-45: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon..... | 65 |
| Figure 3-46 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du deuxième échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon..... | 66 |
| Figure 3-47: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du troisième échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon..... | 66 |
| Figure 3-48: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du quatrième échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon..... | 66 |
| Figure 3-49: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du cinquième échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon..... | 66 |
| Figure 3-50 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du cinquième échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon..... | 66 |
| Figure 3-51: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du sixième échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon..... | 66 |
| Figure 3-52 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état final lors du deuxième échelon..... | 67 |
| Figure 3-53 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du second échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état final lors du deuxième échelon..... | 67 |

| | |
|---|----|
| Figure 3-54: Tonnage autour du broyeur à barres et à la surverse des hydrocyclones lors du troisième échelon | 68 |
| Figure 3-55: Ajouts d'eau de la boîte de pompe mesuré et simulé lors du troisième échelon | 68 |
| Figure 3-56: P_{80} des flux échantillonnés lors du troisième échelon..... | 68 |
| Figure 3-57 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état final lors du troisième échelon | 68 |
| Figure 3-58: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du second échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état final lors du troisième échelon | 68 |
| Figure 4-1: Diagramme fonctionnel de la stratégie de contrôle actuelle | 72 |
| Figure 4-2: Schéma bloc de la boucle de régulation du niveau de la boîte de pompe (LC)..... | 73 |
| Figure 4-3: Identification de la relation entre le niveau et l'ouverture de la valve d'ajout d'eau | 73 |
| Figure 4-4: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée du contrôleur de niveau (LC). | 74 |
| Figure 4-5: Schéma bloc du régulateur d'ajout d'eau au broyeur à barres (R) | 74 |
| Figure 4-6: Schéma bloc de la boucle de régulation de la pression d'alimentation des hydrocyclones (PC) ... | 75 |
| Figure 4-7: Identification de la relation entre le niveau et l'ouverture de la valve d'ajout d'eau | 76 |
| Figure 4-8: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée du contrôleur de pression (PC). | 77 |
| Figure 4-9: Diagramme fonctionnel de la stratégie proposée implanter en utilisant des contrôleurs en cascade avec saturation | 78 |
| Figure 4-10: Schéma bloc de la boucle de régulation du niveau de la boîte de pompe (LC)..... | 79 |
| Figure 4-11: Identification de la relation entre le niveau et le débit demandé à la pompe | 79 |
| Figure 4-12: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée du contrôleur de niveau (LC). | 80 |
| Figure 4-13: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée des contrôleurs de niveau ($L_{min}C$ et $L_{max}C$). 80 | |
| Figure 4-14: Schéma bloc du régulateur d'ajout d'eau au broyeur à barres (R et FC_1) | 81 |
| Figure 4-15: Schéma bloc de la boucle de régulation du pourcentage solide d'alimentation des hydrocyclones (PC) | 82 |
| Figure 4-16: Identification de la relation entre le niveau et l'ouverture de la valve d'ajout d'eau | 82 |
| Figure 4-17: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée du contrôleur de pourcentage solide d'alimentation d'hydrocyclones(DC). | 83 |
| Figure 4-18: Schéma bloc du contrôleur de P_{80} de la surverse des hydrocyclones par le contrôle de la densité d'alimentation aux hydrocyclones..... | 84 |
| Figure 4-19 : Identification de la relation entre le P_{80} de surverse des hydrocyclones et la cible de densité d'alimentation des hydrocyclones. | 85 |
| Figure 4-20: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée du contrôleur de P_{80} par la densité (AC)..... | 86 |
| Figure 4-21: Schéma bloc du contrôleur de charge circulante par le tonnage d'alimentation fraîche | 86 |
| Figure 4-22: Identification de la relation entre la charge circulante et le tonnage alimenté. | 87 |
| Figure 4-23: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée du contrôleur de charge circulante (CLC)... | 88 |
| Figure 4-24: Réponse de la stratégie actuelle à un échelon de 150 à 170,5 tph à l'alimentation du broyeur à barres..... | 90 |
| Figure 4-25: Réponse de la stratégie proposée à un échelon de 150 à 170,5 tph à l'alimentation du broyeur à barres..... | 91 |
| Figure 4-26: Réponse de la stratégie actuelle à un échelon de 150 à 170,5 tph à l'alimentation du broyeur à barres..... | 92 |
| Figure 4-27: Réponse de la stratégie proposée à un échelon de 150 à 170,5 tph à l'alimentation du broyeur à barres..... | 92 |
| Figure 4-28: Réponse de la stratégie proposée à un échelon de 695 à 960 tph à l'alimentation du broyeur à boulets | 94 |
| Figure 4-29: Réponse de la stratégie proposée à un échelon de 695 à 960 tph à l'alimentation du broyeur à boulets | 95 |
| Figure 4-30: Réponse de la stratégie actuelle a des perturbations des caractéristiques du minerai. | 96 |
| Figure 4-31: Réponse de la stratégie proposée a des perturbations des caractéristiques du minerai..... | 97 |
| Figure 4-32: Réponse de la stratégie proposée a des perturbations des caractéristiques du minerai..... | 98 |

Figure 4-33: Réponse de la stratégie actuelle a des perturbations des caractéristiques du minéral. 98

Liste des tableaux

| | |
|---|----|
| Tableau 3-1: Liste des paramètres à calibré des modèles | 35 |
| Tableau 3-2: Séquence d'échantillonnage suite aux perturbations en échelon sur le flux d'alimentation du broyeur à barres | 37 |
| Tableau 3-3: Paramètres d'opération des broyeurs durant la campagne d'échantillonnage | 38 |
| Tableau 3-4: Résumé des essais de broyage en lots effectués | 47 |
| Tableau 3-5: Définition de la charge de boulet dans le broyeur..... | 48 |
| Tableau 3-6: Valeurs calibrées des paramètres de la fonction de broyage | 49 |
| Tableau 3-7: Valeurs calibrées des paramètres déterminant la dynamique en régime continu..... | 55 |
| Tableau 3-8: Valeurs finales des paramètres déterminant la dynamique | 56 |
| Tableau 3-9: Valeur du critère des moindres carrés associé à chacun des flux pour la simulation dynamique avec les paramètres du calibrage en régime continu et du calibrage dynamique..... | 57 |
| Tableau 4-1: Variables mesurées du circuit industriel | 71 |
| Tableau 4-2: Variables manipulées du circuit industriel..... | 71 |
| Tableau 4-3: Perturbations du circuit industriel..... | 71 |

Remerciements

En premier lieu, je tiens à remercier M. Jocelyn Bouchard, professeur à l'Université Laval. En tant que professeur de mon département au baccalauréat il a su éveillé ma curiosité face au contrôle des procédés et m'a poussé à envisager un parcours au deuxième cycle. Par la suite, c'est à titre de directeur de maîtrise qu'il a rendu possible ce projet en milieu pratique. Il m'a fait développer plusieurs compétences qui me sont utiles encore aujourd'hui plusieurs années après le début de cette aventure.

Je tiens aussi a remercié M. Éric Poulin, professeur à l'Université Laval et codirecteur de maîtrise, qui m'a transmis de nombreuses connaissances techniques en contrôle de procédés, mais aussi quelques judicieux conseils qui ont probablement fait la différence dans la complétion de mon mémoire.

Je remercie également et sincèrement l'équipe de BBA qui m'a accueilli dans leur bureau ou j'ai passé près de deux années à travailler sur ce projet à temps plein dans le cadre de la bourse d'études en milieu pratique. Merci, M. Michel Ruel, d'avoir accepté d'embarquer dans le programme de bourse et d'y avoir cru. Merci, M. François Chapados, M. Marc Tardif, et M. Serge Naud, pour votre accueil et le partage de nombreuses connaissances. J'ai énormément appris à vous côtoyer et je conserve d'excellents souvenirs de cette période.

Merci aussi à l'équipe de la mine Niobec qui a investi du temps et a mis le circuit de broyage à notre disposition afin d'y effectuer quatre campagnes d'échantillonnage. Merci à Yanick Sasseville, métallurgiste, et Simon-Pierre Blouin, métallurgiste en chef, de m'avoir accueilli dans votre usine ainsi qu'à l'équipe de techniciens très professionnels sans qui cet échantillonnage n'aurait pas été possible.

Merci aux organismes subventionnaires, le FRQNT, et le CRSNG, qui ont financé en grande partie ce projet et sans qui le tout aurait été beaucoup plus laborieux.

Mes remerciements ne seraient pas complets sans souligner la contribution tant directe qu'indirecte de mes collègues universitaires, Vicky Dodier, technicienne de laboratoire, Jean-François Boulanger et Simon Gélinas, amis et collègues avec qui j'ai eu de nombreuses conversations qui ont contribué au développement de plusieurs solutions.

Finalement, probablement la contribution indirecte qui est au fond la plus significative dans l'accomplissement de ce projet, celle de mon entourage, ma conjointe Marie-Ève, mes parents, mes amis et collègues, qui ont été encore plus persévérants à me pousser à compléter mon mémoire que je ne l'étais moi-même par moment.

Merci à vous tous.

Introduction

Les grandes industries font face de nos jours à une croissance du coût de l'énergie ainsi qu'à une pression publique les incitant à réduire leur empreinte environnementale. Les usines minéralurgiques n'y échappent pas. L'industrie minière, face à la raréfaction des ressources naturelles, exploite des gisements de plus en plus complexes. Cette augmentation de la complexité se caractérise entre autres par une augmentation de la variabilité et de la dureté du minerai traité par les usines minéralurgiques. Le traitement du minerai en vue d'en extraire les minéraux de valeurs est un important consommateur énergétique. La fragmentation du minerai nécessaire à la libération des minéraux de la matrice stérile est l'étape qui nécessite le plus d'énergie. Selon la coalition for eco-efficient comminution, 53 % de l'énergie du secteur minier est utilisé par les étapes de concassage et de broyage. La nécessité d'en réduire l'empreinte énergétique est croissante.

Bien que de nouvelles technologies plus performantes aient fait leurs apparitions dans les dernières années, celles-ci doivent néanmoins faire leurs preuves et se démocratiser à travers l'industrie. Les montages financiers des opérations actuelles ne permettent généralement pas un remplacement des équipements de comminution qui constituent les équipements principaux des usines de traitement. Dans cette optique, l'amélioration de la performance énergétique des opérations minières passe entre autres par l'optimisation de leur circuit de broyage.

La pratique actuelle néglige la majorité de la variabilité des intrants des usines de traitement du minerai en optimisant les conditions en régime stationnaire. Les circuits de comminution sont opérés de manière à obtenir un produit final constant sans toutefois optimiser les conditions d'un point de vue de l'efficacité énergétique. Le circuit de broyage, plus particulièrement, consomme environ 90 % de l'énergie dédiée à la comminution, et ce, avec une efficacité inférieure à 30 % [132]. Une amélioration de son efficacité énergétique grâce à des outils de contrôle est hautement justifiée. L'approche du contrôle de procédés a l'avantage de nécessiter de faibles investissements en capital comparativement au remplacement d'équipements en plus de pouvoir être implantée sans interruption majeure de la production. Les nombreux développements des récentes années dans la modélisation des équipements de comminution, tels que les broyeurs, ainsi que des équipements de classification, tels que les hydrocyclones, permettent aujourd'hui de simuler aisément un circuit de broyage complet de manière dynamique.

Le circuit de broyage, en plus d'être inefficace, est généralement associé aux coûts les plus importants du traitement tout en étant le goulot d'étranglement du procédé. Il y a donc une réticence à y apporter des changements qui présentent des risques pour sa productivité. L'approche du contrôle de procédés permet d'apporter des changements peu invasifs et réversibles afin d'améliorer les performances.

L'objectif du projet est de considérer le comportement dynamique d'un circuit de broyage, par le calibrage d'un simulateur afin d'étudier les possibilités d'une utilisation plus saine de l'énergie. L'utilisation plus saine de

l'énergie réfère ici à un meilleur contrôle du procédé permettant de réduire sa consommation et de concilier son utilisation avec sa disponibilité tout en maintenant le niveau de production et la qualité du produit. Il s'agit donc d'améliorer les performances énergétiques tout en maintenant la capacité du circuit et la qualité du produit.

Les étapes menant au développement d'une stratégie de contrôle répondant aux objectifs sont :

1. l'échantillonnage d'un circuit de comminution industriel, sa caractérisation, et la caractérisation du minerai;
2. le calibrage d'un simulateur permettant l'étude de la dynamique du procédé;
3. l'analyse de la stratégie de contrôle actuelle;
4. l'élaboration d'une stratégie de contrôle plus performante.

Cette recherche appliquée s'inscrit dans le mouvement actuel en faveur d'un développement durable de nos ressources naturelles. En effet, une meilleure gestion de l'énergie utilisée pour le traitement du minerai extrait est susceptible de réduire l'empreinte environnementale de l'usine de séparation. De plus, l'amélioration du contrôle des étapes de comminution peut déboucher en une amélioration de la capacité de traitement et/ou de la qualité du produit sans modification majeure des installations.

Par ailleurs, la problématique de l'automatique des circuits de broyage n'a pas encore été abordée systématiquement. Il en résulte que la pratique industrielle demeure essentiellement basée sur des hypothèses non vérifiées, parfois même contradictoires. Cette question revêt une grande importance pour le développement d'applications en contrôle de procédés (génie chimique et/ou génie électrique), le traitement des minerais (génie de la métallurgie et/ou génie minier) et le développement durable (génie chimique et/ou génie environnemental).

Ce mémoire de maîtrise est divisé en 4 chapitres qui présentent respectivement :

1. une revue de littérature des différentes recherches couvrant la mécanique de la fragmentation du minerai, l'énergie consommée, les équipements de broyage et de classification ainsi que le contrôle des circuits de comminution;
2. la modélisation des équipements présentant les concepts spécifiques à la modélisation des équipements d'un circuit de comminution ainsi que les équations qui s'y rattachent;
3. le calibrage du simulateur et ses différentes étapes;
4. le développement de la stratégie de contrôle et sa comparaison à la stratégie actuelle.

1 Revue de littérature

La fragmentation du minerai semble à première vue une étape plutôt simple, voire triviale, de l'exploitation des ressources naturelles. La mise en pratique à grande échelle de ces processus s'avère cependant relativement complexe. La conception et l'opération des équipements de fragmentation nécessitent des connaissances approfondies des mécanismes de fragmentation. Ce chapitre a pour objectif de présenter les notions théoriques relatives à la fragmentation du minerai. Il se divise en 5 sections traitant de la mécanique de la fragmentation du minerai, de l'énergie consommée, des équipements de broyage et de classification ainsi que du contrôle des circuits de comminution.

1.1 Fragmentation du minerai

La libération des minéraux de valeur de la gangue est une opération essentielle à tout procédés de séparation minérale. Différents niveaux de libération peuvent néanmoins être souhaités ce qui détermine la distribution granulométrique désirée du produit du circuit de comminution. Dans les procédés de séparation physique, gravimétrique ou magnétique, les minéraux de valeurs doivent être complètement détachés de la gangue pour atteindre une teneur de concentré et une récupération élevée. Les procédés impliquant une récupération par réaction chimique tel que la lixiviation ne requiert qu'un accès aux minéraux de valeur par les réactifs chimiques. Trois mécanismes prévalent lors de la fragmentation du minerai [63] soient :

- la rupture fragile,
- le clivage, et
- l'attrition.

La rupture fragile se produit lorsque la force est appliquée rapidement tel que lors d'un impact. Une quantité importante d'énergie est alors accumulée dans la particule et une multitude de fissures se propagent à travers celle-ci jusqu'à la dispersion de cette énergie. Il s'agit du mode de fracture le plus présent dans les broyeurs. La distribution granulométrique résultante s'apparente à une distribution normale.

Le clivage se produit lorsque la force appliquée est suffisante pour propager une ou plusieurs fissures à travers la particule et que la microstructure présente des chemins préférentiels à la propagation des fissures. La particule se brise alors en plusieurs particules de taille moyenne ainsi que quelques fragments aux points d'application de la force. La distribution granulométrique résultante est généralement bimodale.

L'attrition se produit lorsque la force appliquée sur une particule n'est pas suffisante ou ne favorise pas la fracturation de celle-ci par rupture fragile ou clivage. L'attrition est comparable à un processus d'usure. La

particule subissant l'attrition ne change pratiquement pas de dimension et de fines particules sont produites menant aussi à une distribution granulométrique bimodale.

Epstein [36] a établi les bases d'une approche statistique décrivant la fragmentation du minerai encore utilisée aujourd'hui. Il décrit alors le résultat de la fragmentation d'un ensemble de particules comme étant le produit de deux fonctions de base. La première, aujourd'hui appelée la fonction de sélection, réfère à la probabilité de fragmentation d'une particule de minerai d'une certaine taille. La seconde, appelée fonction de fragmentation, décrit la distribution granulométrique résultant de la fragmentation d'une particule. Une interprétation détaillée de cette dernière est présentée par Kelly et Spottiswood [60].

Les contributions d'Austin, Bass, Broadbent, Gardner, Gaudin, Hogg, Kelsall, et Klimpel, présentées dans cette section, ont permis de raffiner la modélisation de la cinétique du broyage et de valider plusieurs équations décrivant les fonctions de sélection et de fragmentation. Reid [116] a proposé une solution analytique encore utilisée aujourd'hui à l'équation différentielle décrivant le broyage discontinu dans un broyeur à boulets (BM).

Ces nombreux chercheurs présentèrent leurs méthodes de calibrage des fonctions de sélection et de fragmentation. Austin et Bhatia [6], Austin et Luckie [8, 9] ont observé que le produit de fragmentation des particules dépend aussi de leur dimension et que la fonction de sélection présente un maximum pour une certaine taille de particules. Leurs méthodologies se limitent aux broyeurs à boulets discontinus. Par la suite, la modélisation de la fragmentation du minerai a été étendue aux systèmes continus. Gardner et Sukanjajtee [49, 50] et Moreira et al. [78] ont proposé une méthode combinée utilisant un traceur dans des essais discontinus pour déterminer la fonction de fragmentation suivie d'essais continus afin de déterminer une distribution de temps de séjour et un taux de fragmentation. Cette méthode reste limitée aux broyeurs à boulets. Heyes et al. [53, 54] ont montré que la fragmentation dans un broyeur à barres (RM) est similaire à celle observée dans un broyeur à boulets et peut être décrite par les mêmes équations. Ils mettent en évidence que la fragmentation est plus sélective pour les particules les plus grossières contenues dans la charge, ce que confirment Shoji et Austin [127] l'année suivante. Klimpel et Austin [64] ont développé une méthode de calcul pour les fonctions de fragmentation non normalisable, c'est-à-dire lorsque la distribution granulométrique relative résultant de la fragmentation d'une particule est fonction de la taille de celle-ci. Récemment, Zolghadri et al. [136] ont proposé un modèle utilisant le concept de distribution de l'énergie spécifique en excès afin d'intégrer le niveau d'énergie lors de l'impact d'une particule sur la distribution granulométrique du produit de sa fragmentation. Malgré que le modèle nécessite un calibrage afin de lier l'énergie d'impact à une énergétique spécifique pratique, celui-ci permet d'intégrer la dimension énergétique aux fonctions de fragmentation.

Peu de recherches ont été publiées concernant la fragmentation du minerai lors du concassage et avant les années 1990 seules des relations empiriques liaient la distribution granulométrique du produit de concassage aux paramètres d'opération. La fin des années 90 donna lieu à un lot d'avancées par Briggs, et Evertsson qui

ont présenté des modèles phénoménologiques utilisant les principes précédemment développés et adaptés à leurs besoins [17, 38-42].

Finalement, certains chercheurs se tournent aujourd'hui vers la modélisation par éléments discrets (MED) mettant en application des principes plus fondamentaux. L'intégration de la fragmentation à la simulation utilisant la MED se fait généralement en utilisant les fonctions de fragmentation classique par remplacement des particules qui se fragmentent par le produit de leur fragmentation. Une technique plus réaliste consiste à considérer chaque particule comme un assemblage de particules plus petites pouvant se détacher lors de l'application de forces suffisantes [106-109], malheureusement ces recherches se limitent à deux dimensions. Herbst et Potapov [52] ont cependant développé un modèle de fragmentation pouvant être intégré à la MED basée sur la propagation des fissures à l'échelle microscopique. Toutes ses approches utilisant la MED incluent l'aspect énergétique puisque la fragmentation est la conséquence directe de l'application de forces. Ces modèles souffrent néanmoins de nombreuses lacunes qui doivent être comblées avant leur application à plus grande échelle [110, 111, 133]. Une restriction ralentissant le développement et l'utilisation de ce type de modèle est la lourdeur et la complexité des calculs impliqués. Le temps de simulation de quelques minutes d'opération est long même en utilisant des superordinateurs ce qui rend ces modèles peu pratique à des fins de contrôle de procédé nécessitant de nombreux essais sur plusieurs heures d'opération.

Malgré les efforts pour modéliser la fragmentation du minerai par des équations fondamentales, les phénomènes restent expliqués par des relations empiriques. À ce jour, aucun modèle fondamental ne lie le produit d'un appareil de comminution, ses paramètres de design et d'opération, et les propriétés mécaniques du minerai l'alimentant. Il en est de même pour prédire l'énergie consommée par les différents appareils.

1.2 Énergie consommée

La création de nouvelles surfaces résultant de la fragmentation du minerai entraîne une augmentation de l'énergie de surface spécifique du minerai. Un apport d'énergie est donc fondamentalement essentiel à la fragmentation du minerai. Afin de dimensionner adéquatement les équipements de fragmentation, la connaissance de la relation entre la réduction de dimension et l'énergie consommée est préférable. Une distinction doit alors être faite entre l'énergie liée à l'accroissement de surface spécifique, l'énergie nécessaire à la création de nouvelles surfaces, l'énergie consommée pour la fragmentation, et l'énergie consommée par l'appareil de comminution.

L'énergie associée à l'accroissement de surface spécifique est bien définie et caractérisée [45, 129, 132]. Il s'agit de l'énergie potentielle due au fait que les atomes de surface ne sont pas au sein d'une matrice cristalline sans défaut et donc ne sont pas à leur niveau énergétique minimal. Le calcul de l'efficacité énergétique basée sur l'énergie de surface mène alors à des valeurs inférieures à 2 % ce qui est fallacieux puisqu'elle ne représente qu'une fraction de l'énergie nécessaire à la création de ces surfaces. En effet, une quantité supérieure d'énergie

est nécessaire dû aux déformations élastiques et plastiques nécessaires à la propagation des fissures et il existe donc une efficacité absolue limitée entre 5 % et 10 % dépendant du coefficient de Poisson [132]. C'est cette seconde définition correspondant à l'énergie minimale nécessaire à la création de nouvelles surfaces qui doit être utilisée dans le calcul de l'efficacité. Le ratio entre l'énergie utilisée pour la fragmentation et celle appliquée sur une particule correspond à l'efficacité de la comminution et se situe entre 3 % et 26 % dans un broyeur à boulets [132].

Le ratio entre l'énergie consommée par un appareil de comminution et l'énergie qui avait été estimée selon le taux de réduction et le tonnage traité réfère plutôt à l'efficacité opérationnelle. L'efficacité opérationnelle est généralement calculée en comparant l'énergie nécessaire prédite par des essais de laboratoire et celle réellement utilisée par les appareils de comminution. Cette efficacité peut donc dépasser la valeur de 100 % si les conditions d'opération sont plus efficaces que celles des essais de laboratoire. Le concept de l'indice de broyabilité (*work index*) est souvent utilisé dans l'estimation de l'énergie qui devrait être consommée par un circuit de comminution donné.

Trois lois liant l'énergie consommée et le degré de fragmentation ont été développées en commençant par Rittinger [117], suivi de Kick [62] et finalement Bond [12]. Celles-ci sont cependant limitées à certaines dimensions de particules et ainsi, Rittinger convient au broyage fin, Kick au concassage, et Bond au broyage conventionnel. Par la suite, Charles [18] décrit les trois lois par une seule équation différentielle pour en arriver aux lois énoncées respectivement par Kick, Bond, ou Rittinger soit

$$dE = -K \frac{dx}{x^n} \quad 1.1$$

où x correspond à la taille des particules, K est une constante, et l'exposant n prend les valeurs de 1, 1,5, et 2 correspondant à chacune des trois lois énoncées. L'idée générale est que l'énergie requise pour produire une réduction de taille des particules est proportionnelle à la variation de taille des particules et inversement proportionnelle à la taille des particules. Austin [4] a toutefois démontré que cette relation est construite à partir de définitions différentes de x pour les trois lois et qu'elle n'est donc pas si généralisable que ce qui est usuellement véhiculé dans la littérature. Austin démontre que deux formes distinctives de cette loi générale existent. La première,

$$dE = -K_1 \frac{d\bar{x}}{\bar{x}^n} \quad 1.2$$

représente la loi de Kick lorsque $n = 1$ et la loi de Rittinger lorsque $n = 2$, où \bar{x} représente une dimension moyenne telle que

$$\frac{1}{\bar{x}^{n-1}} = \int_0^{x_{max}} \frac{\partial P(x, t)}{x^{n-1}} \quad 1.3$$

avec x correspondant à la dimension des particules et $P(x, t)$ la fraction massique inférieure à x après un temps de broyage t . La seconde,

$$dE = -K_2 \frac{dx_p}{x_p^n} \quad 1.4$$

où x_p est la taille des particules inférieure à un pourcentage arbitraire de la masse telle que le P_{80} représentant la taille des particules pour laquelle 80% de la masse est plus petite et $n = 1,5$. Austin [4] soulève aussi le point que ces lois découlent de calibrages empiriques à partir de données d'essais de fragmentation non continus et ne peuvent qu'au mieux servir d'approximation pour un circuit de broyage fermé opéré en continu. En d'autres mots, l'exposant n est variable et fonction du matériel et de l'environnement de fragmentation tout comme les constantes K_1 et K_2 .

La loi développée par Bond [12], aussi appelée la troisième loi de la comminution, s'est démocratisée dans le domaine de la comminution sous sa forme initiale

$$W = W_i \left(\frac{\sqrt{F_{80}} - \sqrt{P_{80}}}{\sqrt{F_{80}}} \right) \sqrt{\frac{100}{P_{80}}} \quad 1.5$$

où W est l'énergie requise en kWh, F_{80} et P_{80} sont respectivement les dimensions laissant passer 80 % de la masse de l'alimentation et du produit. Le paramètre empirique W_i , appelé l'indice de broyabilité Bond, représente l'énergie requise en kWh par unité de masse pour fragmenter le minerai d'une dimension infinie jusqu'à 80 % de la masse passant 100 μm .

L'utilisation de la loi de Bond [12] est largement répandue pour le dimensionnement des broyeurs malgré qu'elle ait essuyé son lot de critiques. En plus des limitations rapportées par Austin [55], cette troisième loi de la comminution n'explique pas la répartition de l'énergie de broyage ou le mode de fragmentation du minerai. De plus, la loi de Bond n'est valide que lorsque les courbes de distribution granulométriques sont parallèles puisqu'un seul point représentant la distribution granulométrique est utilisé. Il a aussi été démontré par Charles [18] que l'exposant n de l'équation 1.1 est variable pour différentes plages de dimension. La relation racine carrée de l'équation 1.5 est une approximation de la relation liant l'énergie et la réduction de dimension des particules.

En pratique, l'énergie consommée est prédite par des relations empiriques et parfois semi-phénoménologiques spécifiques à chaque équipement tel que présenté dans la section 1.3 traitant des équipements de broyage.

1.3 Broyage

Le principe des broyeurs est relativement simple. Un cylindre d'acier tourne sur son axe et le minerai, qui est généralement alimenté par une extrémité, se fait fragmenter par des corps broyants, et ressort par l'autre extrémité. Le mouvement du matériel tel que montré à la Figure 1-1 est assuré par des releveurs et tant leur conception que la vitesse de rotation permettent de contrôler le mouvement de cataracte.

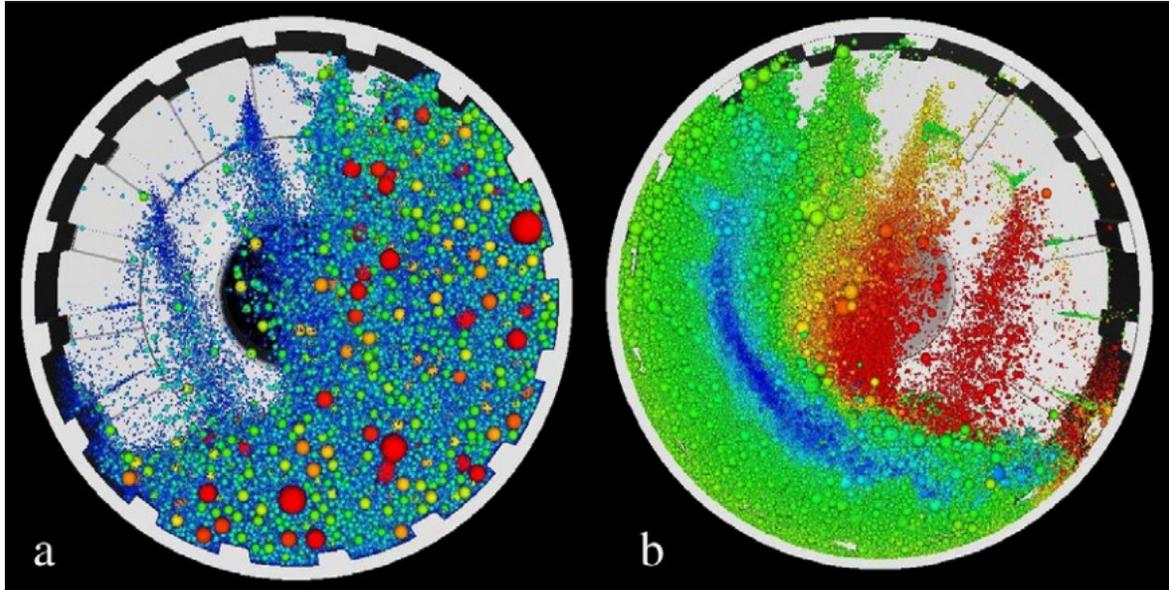


Figure 1-1: Mouvement en cataracte modélisé à l'intérieur d'un broyeur; a) les particules sont colorées par dimension, b) les particules sont colorées en fonction de leur vitesse (rapide en rouge et pratiquement immobile en bleu) [133]

Les broyeurs principalement utilisés dans l'industrie du traitement de minerai sont classés selon la forme et la nature des corps broyants. Ils sont de type à barres, à boulets, semi-autogènes à boulets, ou autogènes. Ceux-ci utilisent l'eau comme médium de transport, possèdent une seule chambre de broyage, et la décharge se fait par débordement ou est restreinte par une grille. D'autres configurations de broyeurs tels que des broyeurs à décharge radiale, centrale ou à multiples chambres de broyage existent ainsi que d'autres types tels que les broyeurs par attrition. Bien que certains principes puissent s'appliquer à plusieurs types de broyeurs, seuls les broyeurs à barres et à boulets ont été étudiés dans le cadre de cette recherche.

La puissance consommée par ces appareils peut être estimée de façon théorique [67], mais de nombreuses équations empiriques existent telles que celle développée par Allis-Chalmers [67], Gutiérrez-Oblad [67], et Austin [67]. L'approche phénoménologique proposée par Morrell [63] estime le mouvement de la charge et son interaction avec les relevés afin de calculer la puissance théorique requise. Une certaine part d'empirisme demeure puisque plusieurs aspects du mouvement de la charge sont basés sur des observations empiriques et qu'un facteur multiplicatif permet de tenir compte de l'inefficacité du système. Le calcul de la puissance consommée proposé par ce dernier demeure néanmoins le plus abouti.

Il est important de noter que la puissance est essentiellement consommée par le travail mécanique de relevage de la charge et non pas directement par la fragmentation du minerai tel qu'observé dans les concasseurs. Dans ces derniers, la puissance nécessaire résulte directement de la compression du minerai. La nature aléatoire de la fragmentation dans un broyeur rotatif est en partie responsable de la faible efficacité énergétique observée. Cependant, la quantité de minerai traité n'influence pas beaucoup la puissance consommée ce qui est d'autant plus vrai lorsque le relevage des corps broyant consomme la majorité de la puissance. Ainsi l'énergie spécifique

consommée par un broyeur est inversement proportionnelle au tonnage traité et il est souhaitable de maximiser celui-ci tout comme la charge circulante. Jankovic et Valery [55] démontrent clairement qu'une augmentation de la charge circulante permet une augmentation du tonnage traité pour une efficacité de classification donnée.

De nombreuses études ont été effectuées sur les paramètres d'opération influençant les taux de fragmentation ainsi que le produit de fragmentation des différentes tailles de particules dans les broyeurs. Différents minerais sont étudiés et plusieurs techniques de modélisation sont proposées [10, 11, 56, 57, 65, 88, 89, 126, 131]. Celles-ci permettent de tenir compte de non-linéarités ou d'alléger la lourdeur des essais de laboratoire. Il en ressort que le rapport eau/minerais influence tant le taux de fragmentation que son produit alors que la dimension des corps broyants n'affecte que le taux de fragmentation.

De nombreuses études montrent aussi l'étroite relation entre la distribution de temps de séjour, la taille des particules et les conditions d'opération d'un broyeur rotatif [1, 2, 48, 51, 59, 61, 90, 119-121, 130]. Il est mis en évidence que le minerai passe plus de temps que l'eau dans un broyeur, que cette différence soit influencée par la concentration en solide, et qu'elle est plus marquée pour les particules plus grossières. L'avènement des ordinateurs a relancé le développement de ces modèles grâce à leur capacité de calcul. Une recrudescence des publications améliorant la compréhension et la modélisation des phénomènes observés des années plus tôt est constatée [5, 7, 23, 46, 47, 72, 74, 75, 96, 97, 128].

La modélisation du broyage, en utilisant les modèles populationnels, comme effectué par les différents auteurs énoncés précédemment est actuellement priorisée. Ces simulateurs peuvent être dynamiques et représenter fidèlement le comportement d'un circuit de comminution autour d'un point d'opération donné. Ceux-ci nécessitent cependant d'importants travaux de calibrage basés sur des données d'opération et des essais de laboratoire, et ne peuvent que donner une estimation grossière lorsqu'utilisés à des fins de conception.

La modélisation par éléments est plus susceptible de servir à la conception et au design d'appareils et de circuits plus performants. Une revue des résultats les plus récents de la MED est présentée par Weerasekara et al. [133]. Ceux-ci concluent cependant que malgré le haut niveau de détail produit par ces simulations, elles restent basées sur des hypothèses souvent simplistes et ne rendent pas compte correctement des phénomènes complexes ayant lieu dans les broyeurs.

1.4 Classification

La classification est un élément clef de la performance d'un circuit de comminution puisqu'elle permet de déterminer si une particule peut passer à l'étape suivante ou doit être fragmentée à nouveau. Une classification adéquate assure la redirection des particules trop grossières vers une étape de fragmentation et celle des particules suffisamment petites vers les étapes de récupération. Ceci dans le but que seules des particules libérées soient alimentées aux étapes de récupération et que l'énergie soit préférentiellement utilisée afin de fragmenter des particules non libérées.

Comme démontré par Jankovic et Valery [55] et Dündar [35], la performance d'un circuit de comminution est directement reliée à l'efficacité de la classification. Une augmentation de l'efficacité de classification permet une augmentation significative de la capacité de traitement d'un circuit de comminution. Les deux équipements principalement utilisés pour la classification du minerai sont les tamis (Figure 1-2) et les hydrocyclones (Figure 1-3). Alors que les tamis sont très efficaces et assurent une séparation précise, ceux-ci laissent passer pratiquement la totalité de l'eau vers les étapes subséquentes. Les cyclones permettent une séparation moins nette, mais permettent une certaine récupération d'eau dans le circuit de broyage.



Figure 1-2: Tamis vibrant [103]



Figure 1-3: Hydrocyclone [102]

1.4.1 Tamis

Les tamis sont des appareils simples. Une grille de métal ou de polymère présentant des ouvertures correspondant à la dimension des particules désirées permet la séparation de celles-ci en un flux de refus et un flux passant. La configuration et la forme des ouvertures des grilles peuvent varier en fonction des besoins.

Les tamis sont typiquement utilisés pour des particules supérieures à 100 μm puisqu'ils deviennent peu efficaces à des dimensions inférieures. Ceux-ci peuvent être opérés à sec ou en humide et être fixes ou vibrants. Dans le cas des tamis en humide, la quasi-totalité de l'eau alimentée se retrouve dans le flux passant ce qui peut occasionner une consommation en eau élevée et nécessiter un épauissage avant l'étape de séparation.

Le modèle proposé par Karra [58] permet à la fois le design et la simulation de tamis vibrants tant en humide qu'à sec. Sa méthode est encore utilisée à ce jour. Rogers [67] propose une équation décrivant la classification offrant de la polyvalence afin de bien représenter la réalité industrielle.

Aujourd'hui, la modélisation par éléments discrets permet un design beaucoup plus détaillé bien que restreint aux particules relativement grossières dues à l'accroissement exponentiel du temps de calcul lié à la diminution de la taille des particules.

1.4.2 Hydrocyclone

Les hydrocyclones sont des appareils plus complexes à opérer puisque la séparation est moins nette et fortement influencée par les conditions d'alimentation. La Figure 1-4 montre un schéma de l'écoulement de la pulpe à l'intérieur d'un hydrocyclone. L'alimentation s'effectue de façon tangentielle sous forme d'une pulpe dont la concentration solide se situe généralement entre 30 % et 70 %. Le débit d'alimentation assure une pression d'opération allant de 20 à 200 kPa.

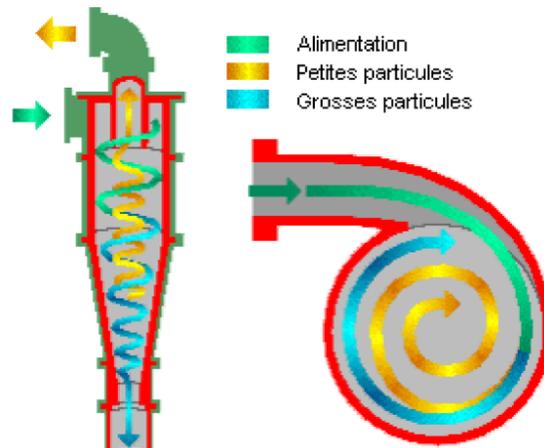


Figure 1-4: Schéma de l'écoulement à l'intérieur d'un hydrocyclone [77]

La modélisation des performances des hydrocyclones est dominée par deux modèles empiriques revisités récemment par Nageswararao et al. [85]. Le premier est le modèle de Plitt [104], révisé plus tard par Flintoff et al. [43]. Plitt fut un pionnier en la matière puisque son modèle était le seul pendant plus d'une décennie à permettre l'estimation des flux de sortie et la pression d'opération, et ne nécessitait pas de données empiriques. Bien qu'une estimation puisse être obtenue sans données empiriques, des facteurs d'ajustement sont nécessaires afin de représenter adéquatement le comportement d'un appareil spécifique. Le second, le modèle de Nageswararao [81], est plus polyvalent et est devenu le plus populaire aujourd'hui entre autres suite à son intégration au logiciel JKSimMet.

Malgré la dominance des modèles de Plitt et de Nageswararao, de nombreux auteurs ont contribué de façon importante à la compréhension de cet appareil tant au niveau théorique [16, 24, 25, 27, 28, 44, 66, 76, 80, 82-84, 87, 91, 100, 101, 124] que dans leur opération en pratique [92-94, 98, 135]. Il ressort de ces études que la modélisation en utilisant la mécanique des fluides dynamique (MFD) permet une meilleure compréhension du comportement des hydrocyclones et même une amélioration de leur conception. Aussi, plusieurs discussions sur la manière de représenter la classification et de considérer le court-circuitage aboutissent à une multitude d'interprétations différentes, mais peu de consensus. Il en est de même en ce qui concerne l'opération où la stratégie à adopter dépend de l'environnement où les hydrocyclones sont installés. Tous s'accordent pour contrôler la qualité de la classification en manipulant la concentration en solide de l'alimentation. Par contre, en

l'absence d'analyseur de distribution granulométrique en ligne, certains préfèrent contrôler la concentration en solide à la sousverse alors que d'autres optent pour la concentration en solide de la surverse.

1.5 Contrôle de procédé

Le contrôle de procédé englobe le maintien des variables mesurées à leurs cibles ou à l'intérieur de limites d'opération prédéfinies par la manipulation des intrants du procédé ainsi que la stratégie employée pour y arriver.

La régulation d'un procédé quelconque peut se faire selon une multitude d'algorithmes tels que :

- les contrôleurs PID,
- la commande modale,
- les contrôleurs prédictifs (model predictive controllers - MPC),
- les contrôleurs flous (fuzzy logic), et
- les réseaux neuronaux.

Chacun de ces types de contrôleurs permet le contrôle de systèmes monovariables (single input single output - SISO) et multivariables (multiple input multiple output - MIMO) moyennant certains ajustements dans la structure de programmation ou dans les algorithmes eux-mêmes. Il a été démontré par Pomerleau et al. [105], lors de l'étude de différentes options de contrôle pour un circuit de comminution équivalent à celui étudié dans cette recherche, que l'utilisation de contrôleurs PID permet d'atteindre les performances de contrôle acceptables. Deux études de cas présentant des stratégies de contrôle utilisant les contrôleurs PID pour des circuits équivalents seront présentées. Les notions théoriques abordées dans ce chapitre se limitent aux contrôleurs PID.

Dans le cadre de ce document, les équations décrivant la dynamique des procédés et des contrôleurs sont exprimées sous forme de fonctions de transfert dans le domaine de Laplace.

1.5.1 Contrôleurs PID

Les contrôleurs PID sont utilisés dans la régulation depuis près de 80 ans, d'abord sous forme pneumatique, puis analogique, et actuellement les calculs sont numériques [125]. L'acronyme PID réfère directement au mode de réaction face à l'erreur par rapport à la consigne, soient; proportionnelle, intégrale, ou dérivée. Il existe littéralement des dizaines de formulations de la règle de contrôle, mais la forme appelée interactive sera utilisée ici [99]:

$$G_C(s) = \frac{K_c(\tau_i s + 1)(\tau_d s + 1)}{\tau_i s (\tau_f s + 1)} \quad 1.6$$

où K_c est le gain proportionnel, τ_i , le temps d'intégration, τ_d , la constante de temps de l'action dérivée, et τ_f , la constante de temps du filtre. Il est important de noter que l'ajout d'un filtre est essentiel lorsqu'une action

dérivée est voulue cependant le second terme de l'équation 1.6 peut être complètement omis lors de l'utilisation d'un contrôleur PI.

L'application la plus simple d'un contrôleur PID est la boucle de rétroaction. Une mesure venant du procédé est comparée à une consigne et le contrôleur agit sur un actionneur physique dans le procédé afin que la mesure soit égale à la consigne. La Figure 1-5 montre le schéma de contrôle d'une boucle de rétroaction.

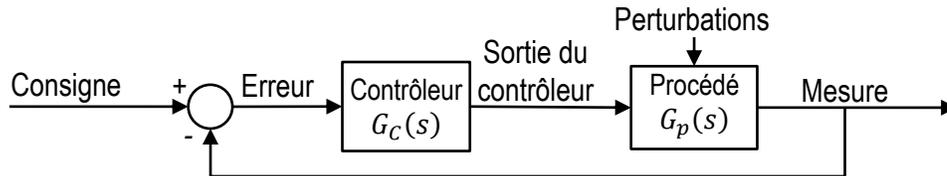


Figure 1-5: Schéma d'une boucle de rétroaction

L'objectif est d'ajuster les paramètres du contrôleur (K_C , τ_i , τ_d , et τ_f) afin d'obtenir le compromis souhaité entre performance et robustesse. Plusieurs facteurs affectent la robustesse et la performance des régulateurs:

- incertitude face au comportement du procédé causée par les;
 - comportement non linéaires,
 - perturbations sur les données utilisées pour dériver le modèle,
 - erreurs introduites par les capteurs et les actionneurs,
 - état physique des capteurs et des actionneurs;
- présence de bruit de mesure;
- limitations en aval ou en amont.

Ainsi l'action du contrôleur doit être assez rapide pour assurer le respect de la consigne face aux perturbations tout en maintenant la stabilité face à des changements de dynamique du procédé. Un contrôleur trop rapide sera aussi sujet à une excitation exagérée au bruit de procédé et à des mouvements brusques et nombreux de l'actionneur occasionnant une usure prématurée.

La fonction de transfert en boucle ouverte $G(s)$ du système contrôleur-procédé est donnée par

$$G(s) = G_C(s)G_P(s) \quad 1.7$$

Celle-ci est utilisée afin de déterminer la stabilité du système en boucle fermée dont la fonction de transfert est donnée par

$$H(s) = \frac{G_C(s)G_P(s)}{1 + G_C(s)G_P(s)} \quad 1.8$$

Seborg et al. [125] offrent une revue complète des notions théoriques.

1.5.2 Stratégie de contrôle

La nature généralement variable des propriétés du minerai au cours de la durée de vie d'un projet minier représente un défi d'optimisation constant pour les opérateurs d'usine de traitement de minerai. À cela s'ajoutent d'importantes variations journalières, hebdomadaires et mensuelles de ces mêmes propriétés du minerai, mais aussi des performances des différents éléments de contrôles et appareils de traitement.

Les caractéristiques du matériel provenant de la mine telles que la distribution granulométrique, la dureté du minerai, ainsi que la maille de libération peuvent varier de façon journalière. Le transport de la pulpe soumet tous éléments mobiles en contact avec celle-ci à une usure accélérée qui entraîne une variation constante du comportement des éléments terminaux et des appareils eux-mêmes. Les valves, les roues à aubes, les garnitures d'étanchéité, les releveurs, les revêtements et l'apex des hydrocyclones, ainsi que les tamis sont tous sujets à une usure rapide et au remplacement fréquent. La charge de corps broyant, la présence de déposition dans les boîtes de pompes, et le blocage des alimentateurs sont d'autres éléments en constant changement dans un circuit de comminution. Ces perturbations plus ou moins rapides entraînent d'importantes non-linéarités dans le procédé rendant difficile l'implantation de contrôle à la fois robuste et performant sur une période étendue.

En plus des difficultés liées au développement de stratégie de contrôle permettant d'en maximiser le potentiel de façon durable, l'expertise du personnel en place se limite généralement aux fonctions natives du système de contrôle utilisé. La facilité de compréhension et d'implantation de contrôleurs PID explique que la majorité des contrôleurs dans les circuits de broyage soient de ce type [134]. Les compagnies minières ont longtemps été réticentes à donner un accès à distance pour observer le procédé ce qui est un autre facteur limitatif de l'implantation de stratégies de contrôle avancé. N'ayant pas l'expertise à l'interne, la conception, l'implantation et la maintenance d'un système de contrôle doivent être faites par une compagnie externe. Le manque de disponibilité de ces ressources externe augmente significativement le risque pour les compagnies minières en cas de problèmes. Néanmoins, l'utilisation d'algorithmes plus avancés est croissante tout comme leur développement depuis les années 1970.

L'utilisation de contrôleurs PID tels que préférés dans cette recherche a été largement couverte par les années passées démontrant qu'atteindre des performances adéquates en maintenant des marges de robustesse acceptables était possible [15, 29, 30, 98]. Le domaine de la recherche se concentre néanmoins plutôt du côté des algorithmes plus avancés tels que les contrôleurs à modèle internes [19, 22, 95, 112-115], les contrôleurs prédictifs non linéaires [13, 69, 70], les contrôleurs adaptatifs [21, 31, 32, 34], les contrôleurs neuronaux [26], et les contrôleurs d'ordre fractionnels [3]. Bien que ces contrôleurs permettent des performances plus élevées, ils sont fortement dépendants de la qualité des modèles, ce qui s'avère rarement problématique en simulation. L'implantation de ceux-ci en usine se bute souvent à la simplification excessive des modèles qui tentent de

représenter des procédés non linéaires et de nature changeante. Duarte et al. [33] ont comparé cinq stratégies de contrôle multivariable afin de déterminer les avantages et inconvénients de chacune. Leurs conclusions sont claires, toutes les stratégies étudiées permettent d'atteindre des performances adéquates et ainsi que de maintenir la stabilité malgré les perturbations. Ils soulignent toutefois que les stratégies adaptatives présentent des performances légèrement supérieures pour le rejet des perturbations. L'ajout d'algorithmes adaptatifs, bien qu'améliorant la robustesse, reste limité par la qualité des données utilisées pour adapter les modèles ou les paramètres des contrôleurs. Dans les usines minéralurgiques, la disponibilité ou même la fiabilité des capteurs est trop souvent insuffisante. Les contrôleurs de type logique floue bien que considérés comme stratégie de contrôle avancée reste simple d'entretien lorsque vient le temps de faire face au changement de comportement et permettent d'atteindre d'excellentes performances face aux non-linéarités et lorsque les modèles sont difficiles à obtenir [20, 122].

Certains auteurs ne se contentent pas de viser l'atteinte de la stabilité et développent des stratégies visant une optimisation en temps réel. C'est le cas de Bouchard et al. [14] qui visent une réduction de l'empreinte énergétique ou le Roux et al. [71] qui déterminent une plage d'opération visant à maximiser la profitabilité en fonction du prix du produit, son coût de transport, les coûts de traitement et ses performances.

Deux exemples d'implantation de stratégie de contrôle utilisant des contrôleurs de type PID dans des circuits de comminution sont présentés afin d'en montrer la faisabilité et les gains en performance envisageables. Les circuits de comminution de Kidd Creek et de Strathcona Mill sont similaires à celui de Niobec. Ils sont constitués d'un broyeur primaire à barre en circuit ouvert suivi d'un broyeur à boulets en circuit fermé avec une batterie d'hydrocyclones.

1.5.3 Le cas de Kidd Creek

Le développement et l'implantation d'une stratégie de contrôle distribuée au concentrateur de Kidd Creek sont présentés dans un article en deux parties [29, 30]. Le circuit montré à la Figure 1-6, tirée du premier article [29], est modélisé à l'aide du simulateur dynamique DYNAFRAG. La stratégie de contrôle est ensuite développée et testée sur ce simulateur. Comme précédemment mentionné, celui-ci est constitué d'un broyeur à barres en circuit ouvert suivi d'un broyeur à boulets en circuit fermé avec des hydrocyclones.

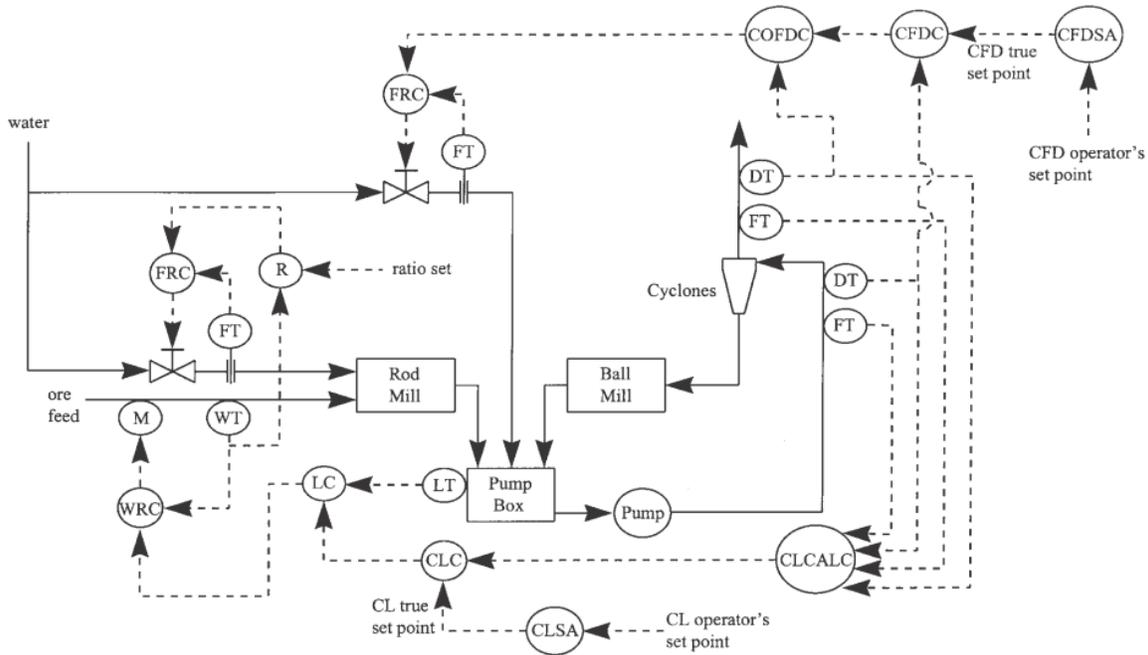


Figure 1-6: Circuit de comminution de Kidd Creek et la stratégie de contrôle proposée [29]

La stratégie de contrôle initialement en place impliquait une alimentation fixe du broyeur à barres en y respectant un pourcentage solide fixe. L'ajout d'eau à la boîte de pompe était en boucle fermée avec la densité de la surverse des hydrocyclones afin de maintenir celle-ci constante. Un ajout d'eau manuel permettait d'ajuster la densité d'alimentation du broyeur à boulets.

Les objectifs de contrôle sont de maximiser le tonnage traité et stabiliser la distribution granulométrique de la surverse (le pourcentage passant 45 microns) tout en maintenant le niveau de la boîte de pompe et la densité de la surverse à l'intérieur de certaines limites.

Le simulateur a été calibré avec l'aide du groupe de recherche sur les applications de l'informatique à l'industrie minière (GRAIM) suivant neuf campagnes d'échantillonnage en régime permanent statique ainsi que des essais de traceurs liquides distincts pour le broyeur à barres et le broyeur à boulets. Les réponses à l'échelon du simulateur sont présentées, mais ne sont pas comparées aux résultats d'échantillonnages.

La stratégie de contrôle proposée vise :

- la régulation de la charge circulante estimée (CL) afin de maximiser le tonnage;
- le contrôle du pourcentage solide d'alimentation (CFD) et de surverse (COFD) des hydrocyclones;

- le maintien du niveau dans la boîte de pompe (PBL).

Les variables manipulées sont les consignes de débit d'alimentation au broyeur à barres, de débit d'eau ajouté au broyeur à barres, et de débit d'eau à la boîte de pompe. L'ajout d'eau au broyeur à boulets est ajusté manuellement.

La stratégie implantée n'a pas tenu compte des mesures de débit à l'alimentation et à la surverse des hydrocyclones et par le fait même, les auteurs ont rejeté l'implantation d'un contrôle explicite de la charge circulante. Le débit d'alimentation au broyeur à barres est en boucle fermée avec le niveau de la boîte de pompe ce qui a pour effet de contrôler indirectement la charge circulante puisque la vitesse de la pompe est fixe. L'ajout d'eau à la boîte de pompe est en boucle fermée en cascade avec la densité à la surverse et la densité d'alimentation des hydrocyclones tel que présenté à la Figure 1-6.

Les auteurs rapportent que la stratégie est robuste et est utilisée à 100 % du temps tout en permettant un retour estimé d'un million de dollars par an tant en gain métallurgique qu'en réduction des coûts de maintenance.

1.5.4 Le cas de Strathcona Mill

L'implantation de régulation avancée au concentrateur de Strathcona a permis d'importants pour la capacité de production que de la stationnarité du produit du circuit de broyage [98]. Le circuit constitué d'un broyeur à barres en circuit ouvert suivi d'un broyeur à boulets en circuit fermé avec des hydrocyclones ainsi que la stratégie de contrôle implantée sont montrés à la Figure 1-7.

Les objectifs de contrôle sont similaires à ceux visés au concentrateur de Kidd Creek précédemment présenté soit la maximisation du tonnage traité et la stabilisation du produit tout en maintenant le niveau dans la boîte de pompe. Les variables manipulées sont le tonnage d'alimentation ainsi que l'ajout d'eau aux deux broyeurs et à la boîte de pompe. Une stratégie simple a été préférée afin de faciliter son entretien et ainsi favoriser sa durabilité.

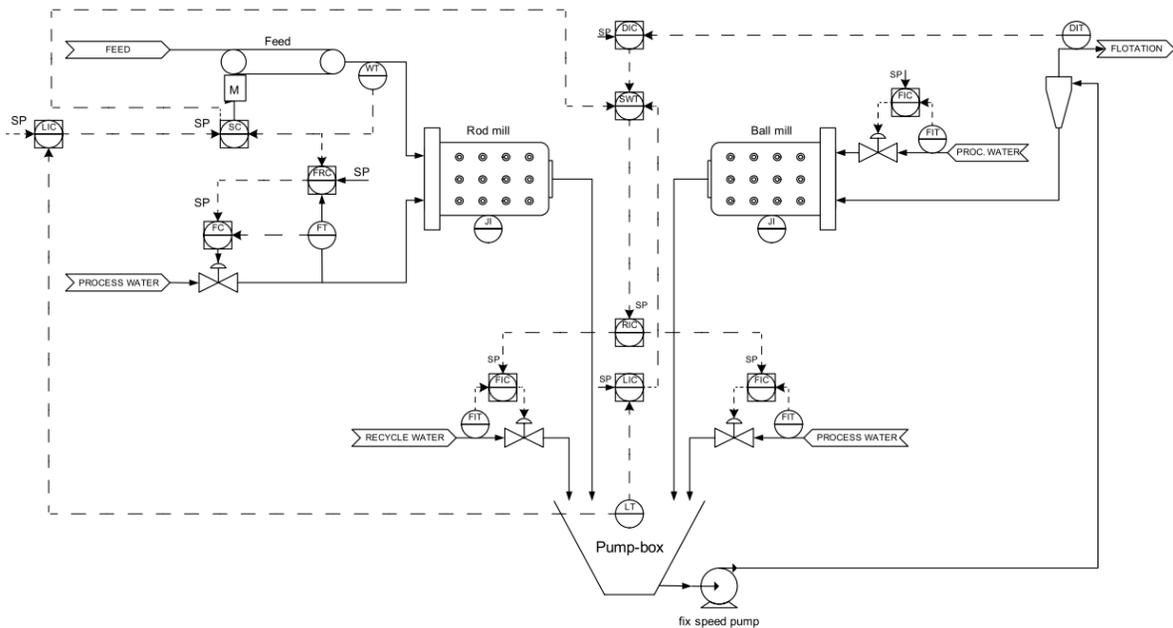


Figure 1-7: Schéma du circuit de broyage du concentrateur de Strathcona et de la stratégie de contrôle implantée [98]

Le procédé a été modélisé par des modèles linéaires de premier ordre avec délai suite à des échelons du débit de solide alimenté au broyeur à barres et de l'ajout d'eau à la boîte de pompe. Une boucle de contrôle est implantée entre le tonnage alimenté et le niveau de la boîte de pompe afin de maximiser le tonnage. Le produit de broyage est contrôlé indirectement par l'ajout d'eau à la boîte de pompe via le pourcentage solide de la surverse des hydrocyclones. Il a été montré qu'une excellente corrélation existe entre le pourcentage passant 100 microns et le pourcentage solide de la surverse des hydrocyclones.

Comme la pompe est à vitesse fixe, une augmentation du niveau correspond à une augmentation de la charge circulante nécessitant une diminution du tonnage alors que l'inverse permet de l'augmenter. Cette dynamique a aussi pour effet d'éviter les surcharges du circuit ce qui survenait fréquemment lorsque le tonnage alimenté était ajusté manuellement.

Les données de procédé journalières montrent une augmentation du tonnage moyen (+7,7 %) de 168 t/h à 181 t/h ainsi qu'une réduction de l'écart type de 7.1 t/h à 5.8 t/h. L'écart type du pourcentage solide à la surverse des hydrocyclones est significativement réduit de 2,0 % à 0,77 % pour une moyenne qui reste similaire. Un gain en consommation énergétique du broyeur à barres (-7,1 %) est aussi observé passant de 3,1 kWh/t à 2,9 kWh/t ainsi que du broyeur à boulet (-7,5 %) passant de 7,7 kWh/t à 7,2 kWh/t. Bien que le tonnage traité ait augmenté et que moins d'énergie soit utilisée pour la comminution, les performances du circuit de traitement en aval n'ont pas été affectées négativement puisque la récupération du cuivre et du nickel est restée similaire.

La stratégie implantée dans le DCS (Distributed Control System) existant a été bien reçue par l'ensemble des acteurs concernés. Les gains n'ont pas été chiffrés monétairement. Il est cependant mentionné par les auteurs

que les coûts d'implantation et de maintenance sont minimales puisque l'instrumentation et le système de contrôle existants ont été utilisés.

1.6 Conclusion

Il a été montré dans ce chapitre que l'opération adéquate des circuits de comminution dans leur ensemble a été le sujet de nombreuses études tant théoriques que pratiques. Les mécanismes de fragmentation du minerai sont suffisamment quantifiables pour une modélisation représentant de manière appropriée la réalité tant sur le plan énergétique qu'au niveau du produit de broyage. Les équipements de séparation peuvent aussi être modélisés adéquatement ce qui permet la simulation dynamique de circuit de comminution complet. Les nombreuses recherches présentent aussi plusieurs méthodes pour calibrer ces modèles et obtenir des simulations permettant le développement de stratégie de contrôle. Enfin, deux cas d'implantations réussies de stratégie de régulation avancée montrent des gains justifiant largement les efforts.

L'application des connaissances acquise en modélisation des circuits de comminution et des équipements qui les composent est abordée au chapitre 2 portant sur la modélisation des équipements. Les modèles de broyeur, d'hydrocyclone et de manutention du minerai utilisés dans le cadre de cette recherche y sont présentés dans le détail.

2 Modélisation des équipements

L'ensemble des notions théoriques et références nécessaires à la modélisation d'un circuit de comminution simple ont été présentées au chapitre 1. Cependant, aucune équation de modélisation n'y a été définie puisque celles-ci ont été mises de côté afin de leur dédier ce chapitre en entier. Ce chapitre a pour objectifs d'expliquer les concepts spécifiques à la modélisation des équipements d'un circuit de comminution ainsi que les équations qui s'y rattachent.

La simulation des équipements s'effectue à l'aide de l'outil *Simulink* du logiciel Matlab R2015a©. Cette structure de programmation par blocs permet d'associer un bloc à chacun des équipements. Chacun des blocs contient le modèle de l'équipement représenté sous forme de sous-blocs, certains sont des fonctions de base de *Simulink* et d'autres contiennent du code Matlab. La Figure 2-1 montre la librairie telle qu'elle se présente aux utilisateurs. Le simulateur a initialement été développé en plusieurs phases par Dr. Sbárbaro et ses étudiants de l'Universidad de Concepción au Chili. Le livre de Sbárbaro [123] constitue la documentation la plus exhaustive du simulateur et des concepts et modèles utilisés pour sa programmation. Quelques exemples d'application y sont aussi présentés. La version du simulateur fournie à l'étudiant utilisant la version du logiciel Matlab R2010b©, l'ensemble des modèles ont été recodés afin de tirer profit des nouvelles fonctionnalités du logiciel Matlab R2015a©. Une nouvelle façon de gérer les flux de matière en utilisant des signaux de type bus a été apportée en plus de plusieurs améliorations aux modèles permettant d'augmenter la flexibilité de ceux-ci. De nouveaux modèles ont été introduits pour représenter des instruments de mesure ainsi que des équipements de transports et d'entreposage qui était manquant pour représenter adéquatement le cas d'étude. Comme tout, hormis les équations de fragmentation du minerai dans le broyeur, a été reprogrammée, une liste exhaustive des ajouts et modification n'est pas présentée dans ce mémoire.

Le chapitre se divise en 5 sections traitant de la structure de programmation et de la modélisation des équipements soient : les broyeurs, les hydrocyclones, les tamis et le transport du minerai.

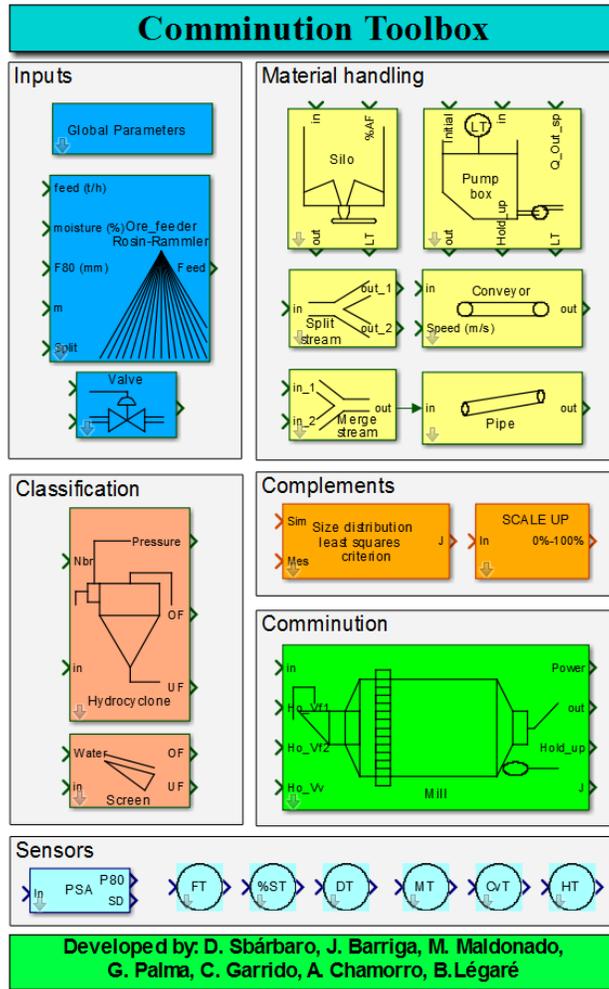


Figure 2-1: Librairie Simulink

2.1 Structure de programmation dans Matlab/Simulink

Les données véhiculées entre les blocs sont sous la forme d'un signal de type *bus* qui se compose de deux signaux. L'un représente le minerai et l'autre le liquide. Le liquide F_l est un scalaire exprimé sous forme d'un débit massique entre les différents équipements. Le minerai F_s est un vecteur où les lignes sont associées à des classes granulométriques. Les unités sont alors celles de débits massiques par classe. La structure reste la même pour représenter un inventaire tel que la masse dans un broyeur ou dans une boîte de pompe. Les unités après intégration sous forme d'inventaire sont converties d'un débit massique à une masse.

L'ensemble des simulations effectuées ici se limitent à un seul regroupement de minéraux dont chaque classe granulométrique du signal est représentée par F_{s_i} . Les masses volumiques du minerai et de l'eau sont respectivement ρ_s et ρ_l . La dimension relative aux classes de minéraux k sera omise dans les calculs subséquents afin d'alléger les équations.

2.2 Broyeurs

Le modèle proposé permet la simulation dynamique de broyeurs à barres et à boulets. Certains ajouts sont nécessaires pour la simulation de broyeurs autogènes et semi-autogènes, mais la structure reste la même. Outre les paramètres du broyeur et du modèle, les entrées sont le débit massique d'eau et de minerai par classe granulométrique ainsi que la charge de minerai initialement contenu dans le broyeur. Le modèle proposé doit permettre d'atteindre les objectifs suivants :

1. simuler la dynamique de transport et de mélange de la matière;
 - a. pour l'eau et le solide;
 - b. pour chaque classe granulométrique;
2. prédire une distribution granulométrique du produit juste;
3. prédire la puissance consommée du broyeur;
4. traduire l'effet de la charge et de la dimension des corps broyant sur la réponse dynamique du broyeur.

L'écoulement dans un broyeur est modélisé par une série de sous-systèmes bien connus que sont l'écoulement piston et le mélangeur parfait. À cela s'ajoute la fragmentation du minerai ainsi qu'un effet de classification des particules à l'intérieur des mélangeurs. L'écoulement piston constitue un délai pur dans l'alimentation des mélangeurs et aucune classification ni réaction de fragmentation n'y a lieu. La Figure 2-2 présente un schéma illustrant l'écoulement dans un broyeur où V_f^p , V_f^m , et V_v^m représente des volumes fixes (f) ou variables (v) dans lesquels s'effectuent un écoulement piston (p) ou un mélange parfait (m). À la sortie de chacun des trois mélangeurs, une classification (C) définie sous forme de matrice de classification s'effectue selon la taille des particules et une résistance à l'écoulement (R) s'applique à la sortie du mélangeur à volume variable. La matrice Identité (I) est aussi utilisée dans les calculs.

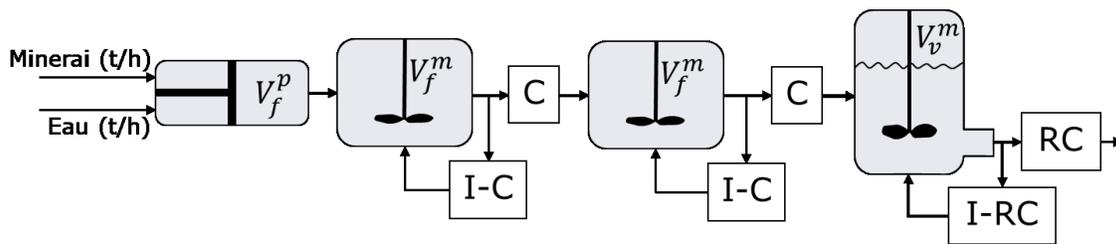


Figure 2-2 : Schéma d'écoulement du modèle de broyeur

La fonction de classification à la sortie des mélangeurs dépend du type de restriction soit les boulets, les barres, ou la grille de décharge. Il s'agit d'une fonction de répartition de type Weibull où la probabilité cumulée d'une particule de sortir est une fonction exponentielle du rapport entre sa dimension caractéristique et la dimension caractéristique de la classification. À la décharge, il y a multiplication de la classification interne et de celle de la décharge. Les éléments de la fonction de classification sont donnés par

$$C_i = \exp\left[-\kappa\left(\frac{X_i - X_{min}}{X_\kappa}\right)\right] \quad 2.1$$

où X_i correspond à la dimension maximale de chacune des classes et X_{min} celle de la plus petite dimension. X_κ et κ correspondent respectivement à la dimension de classification et son acuité. Ces deux derniers paramètres sont à calibrer ou à estimer par l'utilisateur. À partir d'une comparaison des courbes générées par différents paramètres κ , une acuité de séparation de 3 est utilisée pour une grille de décharge, 1,2 pour la classification engendrée par les barres dans un broyeur à barres et 0,5 pour la classification engendrée par les boulets dans un broyeur à boulets. Les dimensions de classification correspondantes sont respectivement estimées par l'ouverture des grilles, le P_{90} de la charge, et la dimension de l'espace libre théorique entre les boulets les plus gros, soit 41 % de leur diamètre. Pour une grille de décharge, l'acuité choisie de 3 permet d'assurer qu'aucune particule supérieure à la dimension de classification ne traversera les grilles mais que la classification sera non significative pour les particules beaucoup plus petites que l'ouverture. Les deux autres valeurs soit pour le broyeur à barre et le broyeur à boulet ont été choisies aux meilleures des connaissances de l'auteur considérant que toutes les particules les plus grossières de la charge d'un broyeur à barres se feront nécessairement frapper et fragmenter par les barres alors que même les grosses particules peuvent avancer jusqu'au grilles décharge dans un broyeur à boulets. La philosophie derrière ce choix est, qu'en connaissance du phénomène, il faut mieux utiliser une classification imparfaite plutôt que de nier son existence.

Le volume total du broyeur est calculé en supposant un cylindre à partir du diamètre interne D et la longueur L par :

$$V = \frac{\pi D^2 L}{4} \quad 2.2$$

Les volumes fixes des mélangeurs sont définis comme une fraction v_{vide} du volume interstitiel de la charge de corps broyant, qu'il s'agisse de boulets ou de barres. La fraction de remplissage de corps broyant est J , la fraction du volume interstitiel associé à l'écoulement piston est v_p . Le volume associé de l'écoulement piston est :

$$V_f^p = JVv_{vide}v_p \quad 2.3$$

L'écoulement piston est simulé à l'aide d'un bloc délai de transport natif de *Simulink* reportant les éléments de l'entrée d'un délai prédéterminé pouvant être variable. Le calcul du délai est basé sur le volume et le débit alimenté tel que :

$$\tau_d = \frac{V_f^p}{\sum_1^i \left(\frac{F_{Si}}{\rho_s}\right) + \frac{F_l}{\rho_l}} \quad 2.4$$

où ρ_s est la densité du solide et ρ_l la densité de l'eau. La fraction du volume interstitiel associée aux mélangeurs parfaits à volume fixe est v_m et leurs volumes sont :

$$V_f^m = JVv_{vide}v_m \quad 2.5$$

Une distinction est faite entre les boulets et les barres et v_{vide} est de 0,4 pour des boulets et 0,3 pour des barres. La décharge de chacun des mélangeurs parfaits dépend du débit d'alimentation, de la classification ainsi que du contenu en minerai. Les éléments du flux solide de décharge des mélangeurs parfaits considérant la classification sont définis par

$$P_{s_i} = \underbrace{\sum_1^i \left(\frac{F_{s_i}}{\rho_s} \right) + \frac{F_l}{\rho_l}}_{\text{Débit volumique}} \underbrace{\left[\frac{\sum_1^i \frac{H_{s_i} C_i}{\rho_s}}{\sum_1^i \frac{H_{s_i} C_i}{\rho_s} + \frac{H_l}{\rho_l}} \right]}_{\text{Fraction solide volumique de la décharge}} \rho_s \underbrace{\left[\frac{H_{s_i} C_i}{\sum_1^i H_{s_i} C_i} \right]}_{\text{Distribution granulométrique de la décharge}} \quad 2.6$$

où H_{s_i} est la charge de minerai, un vecteur contenant la masse de solide de chacune des classes granulométrique i et H_l est la masse d'eau contenue dans le mélangeur parfait. Le flux liquide de décharge du broyeur considérant la classification est

$$P_l = \underbrace{\sum_1^i \left(\frac{F_{s_i}}{\rho_s} \right) + \frac{F_l}{\rho_l}}_{\text{Débit volumique total}} \underbrace{\left[1 - \frac{\sum_1^i \frac{H_{s_i} C_i}{\rho_s}}{\sum_1^i \frac{H_{s_i} C_i}{\rho_s} + \frac{H_l}{\rho_l}} \right]}_{\text{Fraction liquide volumique de la décharge}} \rho_l \quad 2.7$$

Le volume des mélangeurs parfaits à volume variable V_v^m dépend du taux d'alimentation puisque le débit de sortie est une fonction du volume de matériel dans le mélangeur et des propriétés rhéologiques de la pulpe.

Le débit de sortie Q_{vv} du mélangeur à volume variable est fonction de la racine carrée du volume interne V_v^m , d'un facteur de rhéologie de la pulpe ψ et de la résistance à l'écoulement R_e .

$$Q_{vv} = \psi R_e \sqrt{V_v^m} \quad 2.8$$

Le facteur de rhéologie est donné par :

$$\psi = (1 - C_v^{2.5}) \left(1 - (100^{(C_v-1)}) \right) \quad 2.9$$

Celui-ci est basé sur la proposition de le Roux et al. [68] et est uniquement fonction de la concentration volumique en solide C_v . Un ajustement a été fait par rapport à l'équation de le Roux et al. [68] afin que la fonction soit continue et n'atteigne pas zéro lorsque la concentration en solide est supérieure à 60 % en volume. Le volume interne :

$$V_v^m = \sum_1^i \left(\frac{H_{s_i}}{\rho_s} \right) + \frac{H_l}{\rho_l} \quad 2.10$$

est calculé à partir de la charge de minerai H_s et d'eau H_l et de leurs masses volumiques respectives, ρ_s et ρ_l . De plus, le Roux et al. [68] estiment que l'écoulement devient nul basé sur le fait que la compacité maximale d'un arrangement de sphère est de 60 %. Dans la pratique, une distribution granulométrique étendue permet d'atteindre une compacité plus élevée et l'écoulement devrait rester possible bien que fortement réduit lorsque la concentration solide est élevée.

Les éléments du flux solide de décharge du broyeur considérant la classification sont définis par

$$P_{s_i} = \underbrace{\psi R_e \sqrt{V_v^m}}_{\substack{\text{Débit} \\ \text{volumique} \\ \text{total}}} \underbrace{\left[\frac{\sum_1^i \frac{H_{s_i} C_i}{\rho_s}}{\sum_1^i \frac{H_{s_i} C_i}{\rho_s} + \frac{H_l}{\rho_l}} \right]}_{\substack{\text{Fraction solide volumique} \\ \text{de la décharge}}} \rho_s \underbrace{\left[\frac{H_{s_i} C_i}{\sum_1^i H_{s_i} C_i} \right]}_{\substack{\text{Distribution} \\ \text{granulométrique} \\ \text{de la décharge}}} \quad 2.11$$

Le flux liquide de décharge du broyeur considérant la classification est

$$P_l = \underbrace{\psi R_e \sqrt{V_v^m}}_{\substack{\text{Débit} \\ \text{volumique} \\ \text{total}}} \underbrace{\left[1 - \frac{\sum_1^i \frac{H_{s_i} C_i}{\rho_s}}{\sum_1^i \frac{H_{s_i} C_i}{\rho_s} + \frac{H_l}{\rho_l}} \right]}_{\substack{\text{Fraction liquide volumique} \\ \text{de la décharge}}} \rho_l \quad 2.12$$

Lors du transit du minerai à travers les trois mélangeurs, celui-ci se fragmente selon une cinétique de premier ordre. Le taux de fragmentation pour chacune des classes j de particules mère est donné par la matrice diagonale S appelée fonction de sélection dont les éléments sont donnés par

$$S_{j,j} = \frac{S_0 \bar{X}_j^\alpha}{\left(1 + \left(\frac{\bar{X}_j}{X_m} \right)^\sigma \right)} \quad 2.13$$

où la moyenne géométrique \bar{X}_j des dimensions délimitant une classe sont utilisées. La fonction de sélection est affectée par des paramètres empiriques tels que S_0 , α , et σ , ainsi qu'un paramètre X_m développé par Erdem et Ergün [37] et défini comme suit

$$X_m = 0.2971 \exp(0,0346 D_b) \quad 2.14$$

où D_b correspond au diamètre des corps broyant les plus gros. Le produit cumulé de la fragmentation des particules mères de classe j en classes filles i est défini par la matrice de fragmentation B^c dont les éléments sont donnés par

$$B_{i,j}^c = \begin{cases} \varphi_j \left(\frac{X_{i-1}}{X_j} \right)^\beta + (1 - \varphi_j) \left(\frac{X_{i-1}}{X_j} \right)^\gamma, & i \geq j \\ 0, & i < j \end{cases} \quad 2.15$$

Le paramètre φ_j peut être constant lorsque la fragmentation est dite normalisable c'est-à-dire que toutes les particules mères se fragmentent en présentant la même distribution de particules en termes de réduction de taille indépendamment de leur dimension initiale. Par exemple, une fragmentation normalisable pourrait impliquer, de façons simpliste, que toute les particules se brise en 2 fragments égaux alors qu'une fragmentation non normalisable impliquerai que les petites particules se brise en deux fragments égaux alors que les grosses particules se brise en plusieurs petit fragments et un gros. Une fragmentation non normalisable implique que δ est différent de zéro et que φ_j est fonction de la dimension des particules mères :

$$\varphi_j = \varphi_0 \left(\frac{X_{j,k}}{X_1} \right)^\delta \quad 2.16$$

Le produit par classe est défini par:

$$B_{i,j} = B_{i,j}^c - B_{i+1,j}^c \quad 2.17$$

pouvant aussi être exprimé sous sa forme longue,

$$B_{i,j} = \begin{cases} \varphi_j \left[\left(\frac{X_{i-1}}{X_j} \right)^\beta - \left(\frac{X_i}{X_j} \right)^\beta \right] + (1 - \varphi_j) \left[\left(\frac{X_{i-1}}{X_j} \right)^\gamma - \left(\frac{X_i}{X_j} \right)^\gamma \right], & i \geq j \\ 0, & i < j \end{cases} \quad 2.18$$

Le bilan massique par classe de particules à l'intérieur de chacun des mélangeurs est alors donné par :

$$\frac{dH_{s_i}}{dt} = F_{s_i} - P_{s_i} - H_{s_i}S_{i,i} + \sum_{j=1}^{i-1} H_{s_j}S_{j,i}B_{i,j} \quad 2.19$$

et celui pour l'eau à l'intérieur de chacun des mélangeurs est donné par :

$$\frac{dH_l}{dt} = F_l - P_l \quad 2.20$$

La prédiction de la puissance consommée suit la démarche de calcul proposée par Napier-Munn et al. [86] dont les équations ont été initialement développées par Morrell [79]. Les équations sont basées sur une estimation du comportement dynamique de la charge (pulpe et corps broyant) dans le broyeur. Les étapes de calcul incluant les équations utilisées sont les suivantes :

1. Calcul de la densité apparente de la charge

$$\rho_c = \frac{\sum_1^i H_{s_i} + H_l + JV(1 - v_{vide})\rho_b}{\sum_1^i \left(\frac{H_{s_i}}{\rho_s} \right) + \frac{H_l}{\rho_l} + JV(1 - v_{vide})} \quad 2.21$$

2. Calcul de la position de la charge

$$\theta_T = 2,5307(1,2796J_t) \left(1 - \exp^{-19,42 \left(\omega_c \frac{\omega \sqrt{D}}{42,305} \right)} \right) + \frac{\pi}{2} \quad 2.22$$

$$\theta_{T0} = 3,395 \quad 2.23$$

$$\theta_s = \frac{\pi}{2} - \left(\theta_T - \frac{\pi}{2} \right) \left[\left(0,3386 + 1,1041 \frac{\omega \sqrt{D}}{42,305} \right) + \left(1,54 - 2,5673 \frac{\omega \sqrt{D}}{42,305} \right) \right] \quad 2.24$$

avec

$$\omega_c = \max \left\{ \frac{\omega \sqrt{D}}{42,305}, 0,35(3,364 - J_t) \right\} \quad 2.25$$

où J_t est la fraction de remplissage total incluant la pulpe et les corps broyants et ω est la fréquence de révolution du broyeur en révolutions par minute.

$$J_t = \frac{\sum_1^i \left(\frac{H_{s_i}}{\rho_s} \right) + \frac{H_l}{\rho_l} + JV(1 - v_{vide})}{V} \quad 2.26$$

3. Calcul du rayon interne de la charge

$$r_i = \frac{D}{2} \left(\frac{2\pi \left(\frac{t_c}{t_f + t_c} \right) J_t}{2\pi + \theta_S - \theta_T} \right) \quad 2.27$$

avec

$$t_c = \left(\frac{2\pi + \theta_S - \theta_T}{2\pi \left(\frac{\omega}{180} \right)} \right) \quad 2.28$$

$$t_f = \left(\frac{2\bar{r}(\sin \theta_S - \sin \theta_T)}{9,814} \right)^{0.5} \quad 2.29$$

$$\bar{r} = \frac{D}{4} \left[1 + \left(1 - \frac{2\pi J_t}{2\pi + \theta_S - \theta_T} \right) \right] \quad 2.30$$

4. Calcul du paramètre z

$$z = (1 - J_t)^{0.4532} \quad 2.31$$

5. Calcul de la puissance théorique de la section cylindrique

$$P_{cylindre} = \frac{9,81\pi L \left(\frac{\omega}{60} \right) \left(\frac{D}{2} \right)}{3 \left(\left(\frac{D}{2} \right) - z r_i \right)} \left[2 \left(\frac{D}{2} \right)^3 - 3z \left(\frac{D}{2} \right)^2 r_i + r_i^3 (3z - 2) \right] [\rho_c (\sin \theta_S - \sin \theta_T) + \rho_p (\sin \theta_T - \sin \theta_{T0})] \quad 2.32$$

$$+ L \rho_c \left[\frac{\pi \left(\frac{\omega}{60} \right) \left(\frac{D}{2} \right)}{\left(\frac{D}{2} \right) - z r_i} \right]^3 \left[\left(\left(\frac{D}{2} \right) - z r_i \right)^4 - r_i^4 (z - 1)^4 \right]$$

avec

$$\rho_p = \frac{\sum_1^i H_{s_i} + H_l}{\sum_1^i \left(\frac{H_{s_i}}{\rho_s} \right) + \frac{H_l}{\rho_l}} \quad 2.33$$

6. Calcul de la puissance théorique des extrémités coniques

$$P_{cone} = \frac{9,81\pi L_c \left(\frac{\omega}{60} \right)}{3 \left(\left(\frac{D}{2} \right) - r_c \right)} \left[\left(\frac{D}{2} \right)^4 - 4 \left(\frac{D}{2} \right) r_i^3 + 3r_i^4 \right] [\rho_c (\sin \theta_S - \sin \theta_T) + \rho_p (\sin \theta_T - \sin \theta_{T0})] \quad 2.34$$

$$+ \frac{L_c \rho_c \pi^3 \left(\frac{\omega}{60} \right)^3}{5 \left(\left(\frac{D}{2} \right) - r_c \right)} \left[\left(\frac{D}{2} \right)^5 - 5 \left(\frac{D}{2} \right) r_i^4 + 4r_i^5 \right]$$

où L_c et r_c sont respectivement la longueur de la section conique et le rayon de l'ouverture du broyeur.

7. Calcul de la puissance requise à vide

$$P_{vide} = 1,68 \left(D^{3,5} \frac{\omega \sqrt{D}}{42,305} (0,667L_c + L) \right)^{0,82} \quad 2.35$$

8. Calcul de la puissance effective

$$P_{totale} = P_{vide} + 1,26(P_{cone} + P_{Cylindre}) \quad 2.36$$

2.3 Hydrocyclones

Les hydrocyclones sont modélisés en utilisant les équations du modèle de Plitt [104] révisées par Flintoff et al. [43]. Il s'agit d'un modèle statique puisque la réponse est quasi instantanée comparativement aux autres dynamiques des circuits de comminution. Le volume de l'hydrocyclone est inférieur à un mètre cube alors que son débit d'alimentation est d'environ 3 m³/s ce qui résulte en un temps de séjour du matériel inférieur à une seconde. Le modèle de Plitt considère quatre paramètres d'opération afin d'estimer la séparation des particules solides et de l'eau dans un hydrocyclone. Le diamètre d'équicoupage corrigé correspondant à la taille d'une particule ayant autant de chance de se retrouver à la sousverse qu'à la surverse est donné par

$$d_{50c} = C_1 \frac{39,7 D_c^{0,46} D_i^{0,6} D_o^{1,21} e^{6,3 C_v}}{D_u^{0,71} h^{0,38} Q^{0,45} (\rho_s - \rho_l)^{0,5}} \quad 2.37$$

où les paramètres D_c , D_i , D_o , D_u , h , C_v , et Q sont respectivement les diamètres de l'hydrocyclone, de l'alimentation, de l'apex, et de la surverse ainsi que la hauteur interne, la concentration volumique en solide et le débit de l'alimentation.

La concentration solide volumique de l'alimentation est donnée par :

$$C_v = \frac{\sum_1^i \left(\frac{F_{s_i}}{\rho_s} \right)}{\sum_1^i \left(\frac{F_{s_i}}{\rho_s} \right) + \frac{F_l}{\rho_l}} \quad 2.38$$

La pression d'opération,

$$P = C_2 \frac{1,88 Q^{1,8} e^{0,54 C_v}}{D_c^{0,37} D_i^{0,94} h^{0,98} (D_u^2 + D_o^2)^{0,87}} \quad 2.39$$

est nécessaire afin de déterminer le rapport des débits entre la sousverse et la surverse. Le rapport des débits de sousverse et de surverse

$$\xi = C_3 \frac{18,4 \rho_P^{0,24} (D_u/D_o)^{3,31} h^{0,54} (D_u^2 + D_o^2)^{0,36} e^{0,54 C_v}}{D_c^{1,11} P^{0,24}} \quad 2.40$$

permet de calculer l'acuité de séparation

$$m = C_4 1,94 \left(\frac{D_c^2 h}{Q} \right) e^{\left(\frac{-1,58 \xi}{1 + \xi} \right)} \quad 2.41$$

utilisée dans le calcul de la récupération massique de chacune des classe à la sousverse ainsi que le calcul du court-circuitage de l'eau et des fines particules. Les quatre facteurs multiplicatifs C_1 à C_4 doivent être calibrés à partir de données empiriques. La fraction massique se retrouvant à la sousverse pour chacune des i classes granulométriques

$$Y_{c_i} = 1 - \exp(-0,6931(x_i/d_{50c})^m) \quad 2.42$$

correspond à la fonction de répartition corrigée de l'hydrocyclone. Celle-ci intervient dans le calcul de la fraction du débit massique solide d'alimentation se rendant à la sousverse de l'hydrocyclone

$$R_s = \sum_1^i F_{s_i} Y_{c_i} \quad 2.43$$

sans le court-circuitage des fines particules, soit la classe granulométrique la plus fine mesurée. Le calcul du court-circuitage de l'eau et des fines particules

$$B_p = \max \left\{ 0,24 \frac{\xi}{1+\xi} \frac{\sum_1^i \left(\frac{F_{s_i}}{\rho_s} \right) + \frac{F_l}{\rho_l}}{\frac{F_l}{\rho_l}}; \frac{\xi}{1+\xi} - R_s C_v \right\} \quad 2.44$$

inclut une contrainte restreignant la fraction volumique d'eau à la sousverse à un minimum de 24 % ce qui correspond approximativement à l'espace disponible entre les particules. Le débit liquide à la sousverse utilise le court-circuitage directement

$$P_{U_l} = F_l B_p \quad 2.45$$

Le calcul de la fonction de classification est défini comme suit

$$Y_i = Y_{c_i} (1 - B_p) + B_p \quad 2.46$$

et permet de calculer le débit massique pour chacune des classes granulométriques à la surverse

$$P_{U_{s_i}} = Y_i F_{s_i} U_{corr} \quad 2.47$$

où U_{corr} est une restriction appliquée à la sousverse, pour assurer que le débit n'y dépasse pas une limite physique correspondant à une vitesse de pulpe de 8 m/s, définie par rapport au diamètre de l'apex tel que

$$U_{corr} = \min \left\{ 1, \frac{28800\pi \left(\frac{D_a}{2} \right)^2}{\sum_1^i \left(\frac{Y_i F_{s_i}}{\rho_s} \right) + \frac{P_{U_l}}{\rho_l}} \right\} \quad 2.48$$

La surverse est calculée par bilan de matière pour le solide

$$P_{O_{s_i}} = F_{s_i} - P_{U_{s_i}} \quad 2.49$$

et le liquide

$$P_{O_l} = F_l - P_{U_l} \quad 2.50$$

2.4 Tamis vibrants

Le calcul du diamètre d'équicoupage des tamis vibrant est basé sur le modèle de Karra [58] et la fonction de répartition développée par Rogers [118] est utilisée. Le diamètre de coupure du tamis est basé sur la dimension des ouvertures corrigée pour l'angle du tamis donnée par :

$$d_T = (d_o + d_w) \cos \theta - d_w \quad 2.51$$

où d_o et d_w sont respectivement les diamètres des ouvertures et du grillage en millimètre et θ est l'angle du tamis par rapport à l'horizontale. Ce diamètre est corrigé selon le tonnage théorique devant traverser le tamis

$P_{U_{theo}}$ exprimé en tonnes par mètre carré ainsi que 7 facteurs K_1 à K_7 tel que :

$$d_{50c} = d_T \left(\frac{P_{Utheo}}{K_1 K_2 K_3 K_4 K_5 K_6 K_7} \right)^{-0.148} \quad 2.52$$

Le facteur de correction K_1 s'applique lorsque l'alimentation provient d'un concasseur selon un facteur k_1 correspondant à la somme entre l'ouverture du concasseur d_{cone} et du tamis d_T . Il est déterminé en calculant d'abord

$$k_1 = d_T + d_{cone} \quad 2.53$$

pour trouver ensuite

$$K_1 = \begin{cases} 12,1286(k_1)^{0.3162} - 10,2991, & k_1 < 50.8 \\ 0.3388k_1 + 14,4122, & k_1 \geq 50.8 \end{cases} \quad 2.54$$

Le facteur de correction

$$k_2 = \frac{100P_{Otheo}}{\sum_1^i F_{s_i}} \quad 2.55$$

corrige pour la fraction solide de dimension supérieure à l'ouverture des tamis avec

$$K_2 = \begin{cases} -0,012k_2 + 1,6, & k_2 \leq 87 \\ 0,0425k_2 + 4,275, & k_2 > 87 \end{cases} \quad 2.56$$

Le facteur de correction

$$K_3 = \begin{cases} 0,012k_3 + 0,7, & k_3 \leq 30 \\ 0,1528k_3^{0,564}, & 30 < k_3 < 55 \\ 0,0061k_3^{1,37}, & 55 \leq k_3 < 80 \\ 0,05k_3 - 1,5, & k_3 \geq 80 \end{cases} \quad 2.57$$

corrige pour le pourcentage de matériel k_3 de dimension inférieure à la moitié de la dimension de l'ouverture d_T .

Le facteur de correction

$$K_4 = 1,1 - 0,1k_4 \quad 2.58$$

tient compte de l'emplacement du tamis dans une superposition. La bonne façon d'utiliser le modèle est alors de placer plusieurs tamis en série chacun recevant le passant du précédent en spécifiant sa position k_4 en comptant à partir du 1^{er} tamis sur le dessus de l'empilement. Le facteur de correction

$$K_5 = \begin{cases} 1, & d_T < 0,8 \\ 1,26d_T, & 0,8 \leq d_T \leq 1,6 \\ 1,5 + 0,315d_T, & 1,6 < d_T < 3,2 \\ 2,5, & 3,2 \leq d_T \leq 4,8 \\ 3,25 - 0,158d_T, & 4,8 < d_T \leq 7,9 \\ 4,5 - 0,315d_T, & 7,9 < d_T \leq 9,5 \\ 2,1 - 0,063d_T, & 9,5 \leq d_T \leq 12,7 \\ 1,5 - 0,158d_T, & 12,7 < d_T < 19 \\ 1,35 - 0,0079d_T, & 19 \leq d_T < 25 \\ 1,15, & d_T \geq 25 \end{cases} \quad 2.59$$

permet de tenir compte du tamisage en milieu humide et ne s'applique que pour ce cas. Le facteur de correction

$$K_6 = \rho_{svrac}/1602 \quad 2.60$$

permet de tenir compte d'une densité en vrac ρ_{svrac} différente de 1602 kg/m³ et

$$K_7 = 0,844(1 - k_7)^{3,453} \quad 2.61$$

permet de tenir compte de la quantité de matériel de dimension avoisinant la dimension de l'ouverture. Le facteur k_7 représente la fraction de matériel de dimension se situant entre $0,75d_T$ et $1,25d_T$. L'équation de classification

$$Y_i = \frac{(1-B_p)}{1+(d_{50c}/x_i)\exp(m(1-(x_i/d_{50c})^3))}+B_p \quad 2.62$$

est exprimée comme une fonction du diamètre d'équicoupe corrigé d_{50c} ainsi que de deux paramètres à calibrer permettant d'ajuster l'acuité de la classification m et le court-circuitage des fines particules B_p .

Le débit liquide retenu avec les particules grossières utilise le court-circuitage directement

$$P_{O_l} = F_l B_p \quad 2.63$$

Le débit massique passant pour chacune des classes granulométriques

$$P_{U_{s_i}} = Y_i F_{s_i} \quad 2.64$$

Le solide retenue est calculée par bilan de matière pour le solide

$$P_{O_{s_i}} = F_{s_i} - P_{U_{s_i}} \quad 2.65$$

et le liquide

$$P_{U_l} = F_l - P_{O_l} \quad 2.66$$

2.5 Manutention du minerai

La manutention du minerai correspond aux convoyeurs et à la tuyauterie ainsi que la boîte de pompe. Les tuyaux et les convoyeurs sont représentés par un bloc délai de transport variable natif de *Simulink* alors que la boîte de pompe est un mélangeur parfait dont le débit de sortie est dicté par une consigne de débit pompé.

Le délai de convoyage est prédéterminé et calculé à partir de la longueur l et la vitesse du convoyeur v et défini par :

$$\tau_c = l/v \quad 2.67$$

Celui-ci s'applique sur l'ensemble du flux massique. Le délai de transport dans un tuyau est déterminé par le volume du tuyau V_t et le débit volumique de pulpe l'alimentant

$$\tau_t = \frac{V_t}{\sum_1^i \left(\frac{F_{s_i}}{\rho_s} \right) + \frac{F_l}{\rho_l}} \quad 2.68$$

Celui-ci n'est appliqué que sur les caractéristiques du flux, soit la concentration solide et la distribution granulométrique. Il y a une transmission directe du débit entre l'alimentation et la décharge de chacun des équipements tel que physiquement observé.

Le bilan massique de la boîte de pompe implique le suivi de la charge de matériel s'y trouvant. Le bilan massique par classe de particules est donné par :

$$\frac{dH_{s_i}}{dt} = F_{s_i} - P_{s_i} \quad 2.69$$

et celui pour l'eau par :

$$\frac{dH_l}{dt} = F_l - P_l \quad 2.70$$

Le produit pour le solide et le liquide est calculé à partir de la consigne de débit de pompage P_p tel que :

$$P_{s_i} = P_p C_v \rho_s \left[\frac{H_{s_i}}{\sum_1^i H_{s_i}} \right] \quad 2.71$$

*Distribution
granulométrique
de la décharge*

et

$$P_l = P_p (1 - C_v) \rho_l \quad 2.72$$

où

$$C_v = \frac{\sum_1^i \left(\frac{H_{s_i}}{\rho_s} \right)}{\sum_1^i \left(\frac{H_{s_i}}{\rho_s} \right) + \frac{H_l}{\rho_l}} \quad 2.73$$

La programmation de ces équations dans *Simulink* en utilisant la structure de programmation par blocs permet ensuite de les agencer afin de représenter différentes configurations. Les modèles de broyeur, d'hydrocyclones et de tamis permettent théoriquement de simuler plusieurs des circuits de comminution retrouvés en Amérique du Nord lorsque connectés par les modèles de manutention du minerai tel que la tuyauterie, les boîtes de pompe et les convoyeurs. L'ensemble des données produites par ces simulations en ce qui a trait aux flux de matière d'un équipement à l'autre et au contenu d'un équipement peut être enregistré pour chacun des pas de calcul du simulateur. Une vision complète de la distribution granulométrique du matériel peut être produite afin d'étudier l'impact de certains changements à l'opération tels que l'essai de différentes stratégies de contrôle.

2.6 Conclusion

L'ensemble des équations nécessaires à la modélisation :

- des broyeurs à boulets et à barres;
- des tamis de classification;
- des hydrocyclones;
- de la manutention du minerai d'un équipement à l'autre;

a été présenté dans ce chapitre ainsi que la structure de programmation utilisée afin de les implanter. La structure de programmation proposée permet modéliser les flux liquides et solides par classes de dimensions de particules. De plus, toutes les équations respectent les lois de la conservation de la matière.

Il manque cependant une étape afin de produire des données de qualité pouvant être utilisées pour tirer des conclusions valides. Plusieurs paramètres des différents modèles doivent être calibrés à partir de données expérimentales. Le calibrage de ces modèles implique plusieurs étapes qui sont présentées au chapitre 3.

Celles-ci sont l'échantillonnage d'un circuit et l'analyse des résultats suivi de différentes étapes d'estimation des paramètres des modèles permettant d'en arriver à une simulation qui représente fidèlement le procédé à l'échelle industrielle.

3 Calibrage des modèles

L'étude des possibilités d'optimisation d'un circuit de broyage à l'aide d'un simulateur nécessite des modèles représentant fidèlement le procédé. Les modèles utilisés doivent être calibrés afin de simuler la dynamique du circuit de broyage et sa consommation d'énergie assez précisément pour en tirer des conclusions fiables. Le calibrage permet aussi de démontrer que la simulation représente bien la réalité.

Ce chapitre a pour objectif de présenter la mise en place du simulateur du circuit de broyage de la mine Niobec. Il présente le calibrage du simulateur et ses différentes étapes. Le circuit de broyage étudié est présenté à la section 3.1 ainsi que le plan d'expérience et les résultats de l'échantillonnage aux sections 3.2 et 3.3. Les essais effectués en laboratoire servant au calibrage de la fonction de broyage sont présentés à la section 3.4 suivit du calibrage de celle-ci à la section 3.5. Les sections 3.6 à 3.8 présentent la mise en place du simulateur ainsi que son calibrage final à partir des données recueillies lors de l'échantillonnage en usine et des paramètres de la fonction de broyage précédemment calibrée. Finalement, la section 3.9 traite des résultats du calibrage, de la qualité de la modélisation et du gain obtenu par le calibrage dynamique du simulateur.

3.1 Circuit de fragmentation de l'usine Niobec

Le procédé étudié est le circuit de broyage du concentrateur de la mine Niobec. Celui-ci est schématisé à la Figure 3-1 avec les points d'échantillonnage indiqués par les cercles verts. Il est constitué d'un concasseur giratoire en série avec un concasseur à cône et un broyeur à barres, tous en circuit ouvert. La décharge du broyeur à barres alimente les hydrocyclones en circuit fermé avec un broyeur à boulets. La surverse des hydrocyclones constitue le produit final du circuit de broyage et alimente des unités de flottation.

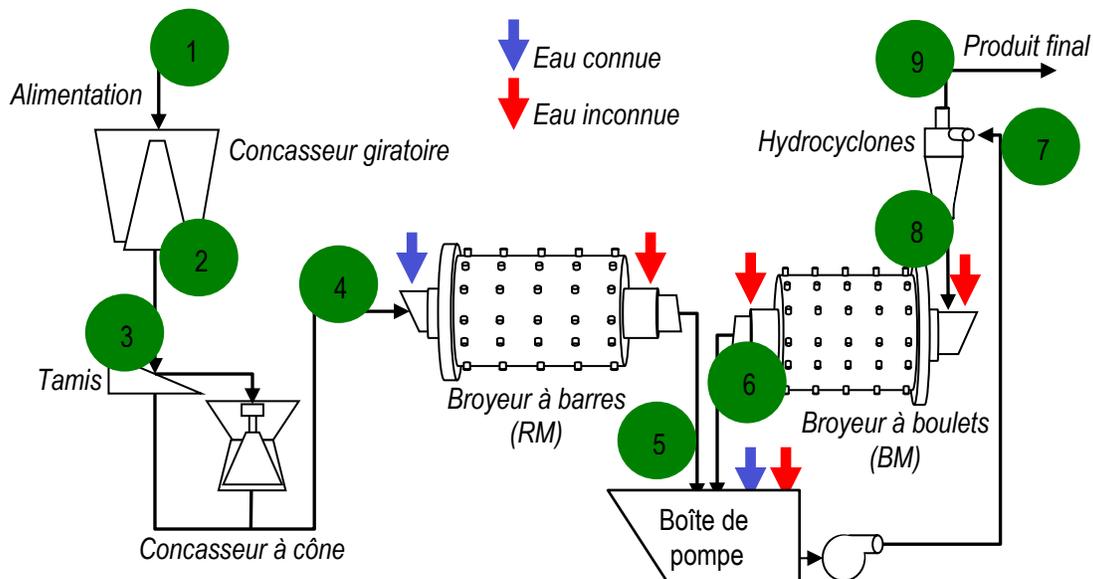


Figure 3-1: Diagramme d'écoulement du circuit de comminution de Niobec

L'objectif du calibrage est de déterminer les paramètres des modèles précédemment définis à la section 2 permettant de reproduire fidèlement la dynamique du circuit de broyage soit les flux 5 à 9 présentés à la Figure 3-1. Les paramètres à calibrer sont résumés au Tableau 3-1.

Tableau 3-1: Liste des paramètres à calibré des modèles

| Paramètres | Équipements | Source des données |
|--|---------------|-----------------------|
| $\beta, \gamma, \delta, \text{ et } \varphi_0$ | BM et RM | Essais de laboratoire |
| $S_0, \alpha, \sigma, V_d, V_p, \text{ et } R$ | RM | Échantillonnage |
| $S_0, \alpha, \sigma, V_d, V_p, \text{ et } R$ | BM | Échantillonnage |
| $C_1, C_2, C_3, \text{ et } C_4$ | Hydrocyclones | Échantillonnage |

Pour déterminer ces paramètres, des échelons sur les caractéristiques de l'alimentation du circuit de broyage ont été effectués suivis d'un échantillonnage des flux du procédé à différents moments. Les données enregistrées par les capteurs de débit et de densité ont aussi été extraites. Les distributions granulométriques ont été analysées et des essais de laboratoire ont permis de déterminer les paramètres $\beta, \gamma, \delta, \text{ et } \varphi_0$ de la fonction de broyage B . Les réponses dynamiques capturées suite aux échelons ont servi au calibrage des paramètres déterminant la dynamique des broyeurs $S_0, \alpha, \sigma, V_d, V_p, \text{ et } R$, ainsi que ceux déterminant la classification des hydrocyclones $C_1, C_2, C_3, \text{ et } C_4$. Le calibrage des paramètres déterminant la dynamique du circuit en boucle fermée a été effectué en deux étapes soit une première estimation de ceux-ci en utilisant uniquement les états stationnaires initiaux et finaux et ensuite le calibrage final en utilisant l'ensemble des données acquises. Les étapes du calibrage sont présentées ci-dessous :

1. calibrage des paramètres de la fonction de broyage ($\beta, \gamma, \delta, \text{ et } \varphi_0$);
2. calibrage des paramètres déterminant la dynamique;
 - a. estimation à partir de l'état stationnaire ($S_0, \alpha, \sigma, V_p, R, C_1, C_2, C_3, \text{ et } C_4$);
 - b. ajustement à partir des données des états transitoires ($S_0, \alpha, \sigma, V_d, V_p, R, C_1, C_2, C_3, \text{ et } C_4$).

La Figure 3-2 montre les différentes étapes nécessaires à la capture de la dynamique du procédé ainsi que la section à laquelle celles-ci sont présentées.

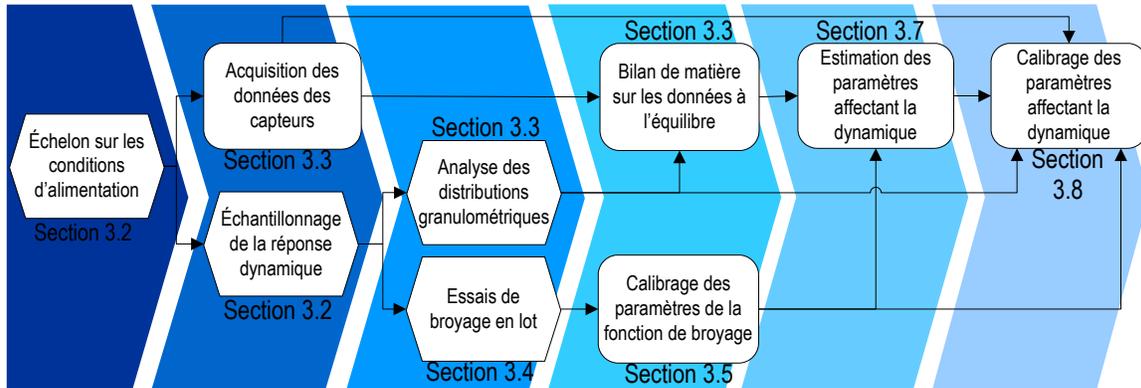


Figure 3-2: Schéma du processus de calibrage du simulateur

Le plan d'expérience est présenté à la section 3.2, les résultats de l'échantillonnage en usine à la section 3.3, les résultats des essais de laboratoire à la section 3.4, le calibrage du simulateur aux sections 3.6 à 3.8, et l'analyse de celui-ci à la section 3.9.

3.2 Plan d'expériences

L'échantillonnage en usine a pour but de déterminer la réponse dynamique du circuit de broyage, principalement au niveau de l'évolution des distributions granulométriques.

Quatre campagnes d'échantillonnage ont eu lieu durant quatre jours consécutifs du 27 au 30 octobre 2014. La première ayant pour but de déterminer les conditions stationnaires du circuit (150 t/h de minerai et 32,8 m³/h d'eau au RM), 3 échantillons espacés de 20 minutes ont été prélevés sur les flux 5 à 9 et un échantillon final sur le flux 4. Les trois autres campagnes ont permis d'évaluer l'impact d'un échelon sur les caractéristiques de l'alimentation du RM soient :

1. -18 % sur le tonnage d'alimentation (149,5 t/h à 122 t/h) et sur l'ajout d'eau (32 à 26 m³/h),
2. -16 % sur le tonnage d'alimentation (155 t/h à 130 t/h) avec l'ajout d'eau constant (34 m³/h), et
3. +50 % sur l'ouverture du concasseur à cône (~20 mm à ~30mm, mesurés avec un boulet de plomb).

Un total de 11 échantillons ont été prélevés sur les flux 5, 6, 8, et 9 dont les deux premiers et les deux derniers ont été combinés afin d'obtenir un échantillon plus précis sur les états stationnaires initiaux et finaux. Le flux d'alimentation du RM, 4, a été échantillonné seulement à la fin puisqu'il nécessite l'arrêt complet du circuit. Le flux 7 alimentant les hydrocyclones a été échantillonné uniquement aux états stationnaires initiaux et finaux afin de limiter la quantité d'échantillons à prélever et d'éviter l'introduction de perturbations. Les moments déterminés pour l'échantillonnage du circuit sont montrés à la Figure 3-3. Ils ont été déterminés en estimant la réponse du circuit à partir des débits connus et du volume des équipements.

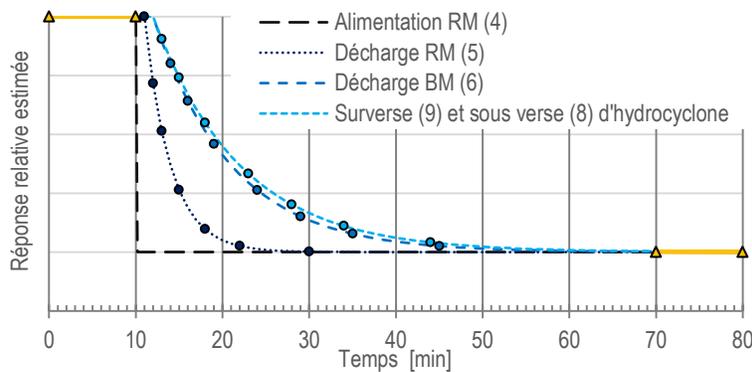


Figure 3-3: Détermination des moments d'échantillonnage suivant l'application d'un échelon à l'alimentation du broyeur à barres

Les réponses estimées sont des relations de premier ordre avec délai. Les constantes de temps correspondent au temps de séjour estimé dans un équipement et les délais estimés sont pour les chutes et décharges des broyeurs et la tuyauterie. La réponse relative est adimensionnelle et représente le passage de l'état stationnaire initial à final suivant un échelon sur l'alimentation du broyeur à barres. Lors des échantillonnages, trois techniciens prélevaient les échantillons sur le circuit ce qui limitait le nombre de flux pouvant être collecté simultanément. Les moments des échantillonnages pour chacun des flux sont présentés au Tableau 3-2.

Tableau 3-2: Séquence d'échantillonnage suite aux perturbations en échelon sur le flux d'alimentation du broyeur à barres

| Échantillons | Moment de l'échantillonnage des flux (min) | | | | | |
|--|--|-------------|-------------|----------------------------|------------------------|-------------------------|
| | Alimentation RM | Décharge RM | Décharge BM | Alimentation Hydrocyclones | Surverse Hydrocyclones | Sousverse Hydrocyclones |
| 1A | N/A | 0 | 0- | 0- | 0 | 0 |
| Introduction de la perturbation en échelon afin qu'elle arrive à l'entrée du RM à l'instant 10 | | | | | | |
| 1B | N/A | 10 | 10- | 10+ | 10 | 10 |
| 2 | N/A | 11 | 14 | N/A | 13 | 13 |
| 3 | N/A | 12 | 16 | N/A | 15 | 15 |
| 4 | N/A | 13 | 19 | N/A | 18 | 18 |
| 5 | N/A | 15 | 24 | N/A | 23 | 23 |
| 6 | N/A | 18 | 29 | N/A | 28 | 28 |
| 7 | N/A | 22 | 35 | N/A | 34 | 34 |
| 8 | N/A | 30 | 45 | N/A | 44 | 44 |
| 9A | N/A | 70 | 70+ | 70+ | 70 | 70 |
| 9B | 71 | 80 | 80+ | 80+ | 80 | 80 |

- échantillon pris légèrement avant le temps indiqué

+échantillon pris le plus rapidement possible après le temps indiqué

3.3 Échantillonnage en usine

Lors de l'échantillonnage, les boucles de régulation étaient en mode automatique afin de maintenir le contrôle du procédé et ainsi diminuer le risque de pertes de production. Le niveau de pulpe dans la boîte de pompe était

ainsi maintenu à 50 % par un ajout d'eau et la pression aux hydrocyclones à 7,2 psi par la variation de la vitesse de la pompe.

Des oscillations sur l'ajout d'eau à la boîte de pompe ont été observées ce qui a causé d'importantes fluctuations de la concentration solide alimentée aux hydrocyclones et par le fait même sur la classification effectuée. Ces oscillations étaient causées par une lecture erronée du niveau de pulpe dans la boîte de pompe résultant de l'ensablement de celle-ci. Le problème était par ailleurs accentué par un réglage inadéquat du contrôleur de niveau.

Les paramètres d'opération des broyeurs durant la campagne sont montrés au Tableau 3-3.

Tableau 3-3: Paramètres d'opération des broyeurs durant la campagne d'échantillonnage

| Paramètres | Broyeur à barres | Broyeur à boulets |
|---------------------------------|-------------------------|--------------------------|
| Longueur interne [m] | 4,3 | 4,8 |
| Diamètre interne [m] | 2,9 | 3,1 |
| Charge de corps broyant [%] | 36 | 34 |
| Diamètre des corps broyant [mm] | 87,5 | 50 %-25 mm, 50 % 37,5 mm |
| Vitesse de rotation [rpm] | 16,08 | 18,24 |
| Type de décharge | Débordement | Grille de 12,5 mm |

Les sous-sections **Erreur ! Source du renvoi introuvable.** à 3.3.4 présentent un résumé des résultats de l'échantillonnage lors des quatre campagnes. Les distributions granulométriques complètes incluant les échantillons pris en régime transitoire sont présentées à l'Annexe A. Les données présentées sont brutes. La réconciliation des états initiaux et finaux avec Bilmac© a permis d'estimer les ajouts d'eau non mesurés aux grilles de décharge des broyeurs et à l'alimentation du broyeur à boulets ainsi que le débit de la charge circulante. Le calibrage des paramètres des modèles suit une minimisation des moindres carrés des erreurs aux modèles et étant dans l'impossibilité de réconcilier les données transitoires, l'utilisation des données réconciliées uniquement aux instants initiaux et finaux n'a pas de valeur ajoutée au calibrage dynamique. Les données réconciliées sont utilisées lors de l'estimation des paramètres initiaux et pour les ajouts d'eau fixes lors du calibrage dynamique.

3.3.1 Régime continu

L'échantillonnage en régime continu a été effectué le 27 octobre 2014. Les distributions granulométriques mesurées des flux échantillonnés sont présentées à la

Figure 3-4. Les mesures historiques des capteurs durant l'échantillonnage sont montrées à la Figure 3-5.

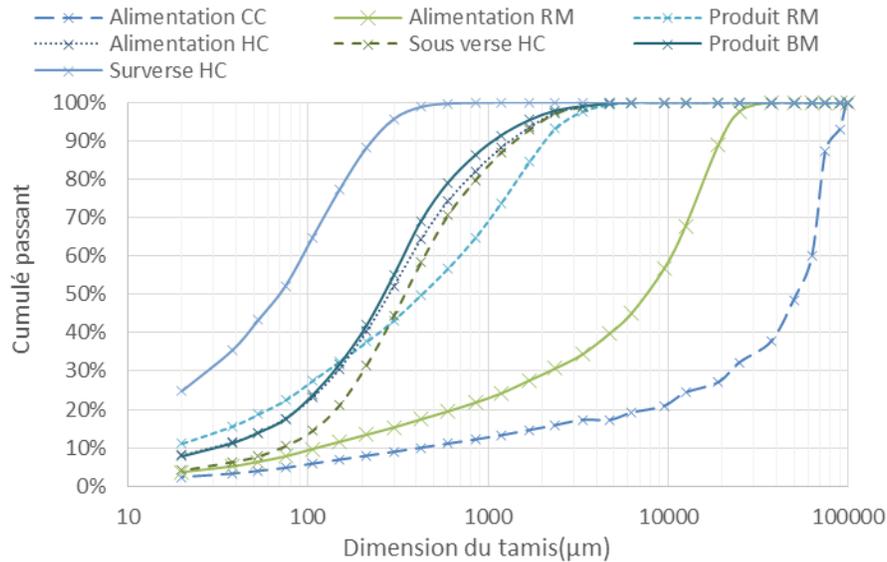


Figure 3-4: Distributions granulométriques des flux échantillonnés en régime permanent le 27 octobre 2014

Les distributions granulométriques de l'alimentation et du produit du concasseur à cône (CC) sont de forme similaire c'est-à-dire que les courbes sont pratiquement parallèles. La même observation peut être faite entre l'alimentation du broyeur à barres (RM) et son produit ainsi qu'entre la sousverse des hydrocyclones (HC) alimentant le broyeur à boulets (BM) et son produit.

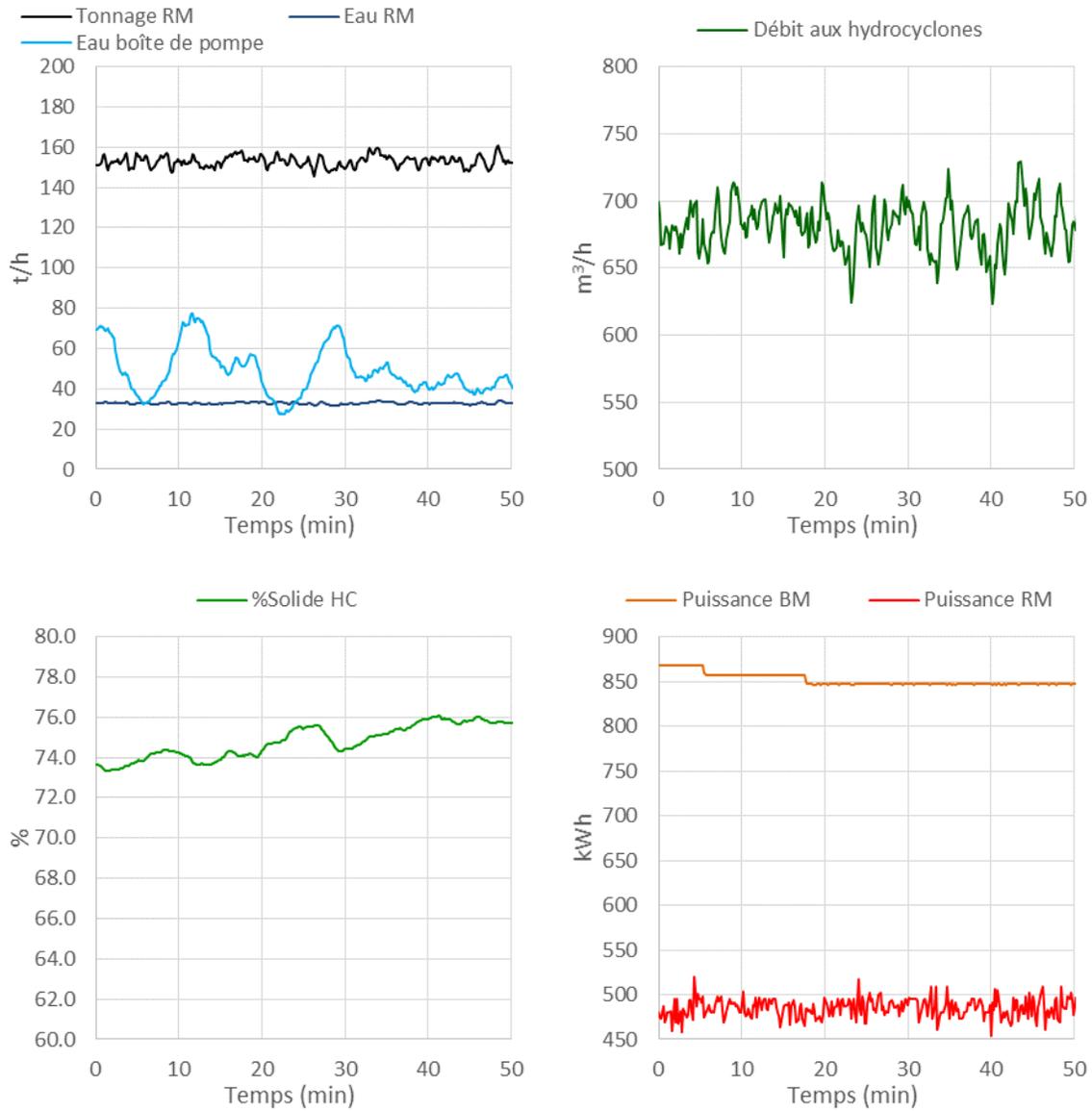


Figure 3-5: Données acquises par les appareils de mesure lors de l'échantillonnage du 27 octobre 2014

Les trois échantillons constituant l'échantillon composite ont été prélevés à 10, 30, et 50 minutes. L'ouverture du concasseur à cône était alors de ~20 mm

3.3.2 Premier échelon : -18 % tonnage et ajout d'eau au RM

L'échantillonnage du premier échelon a été effectué le 28 octobre 2014. Les distributions granulométriques mesurées des flux échantillonnés en régime permanent soit aux états initiaux et finaux sont présentées à la Figure 3-6. Les mesures archivées des capteurs sont montrées à la Figure 3-7.

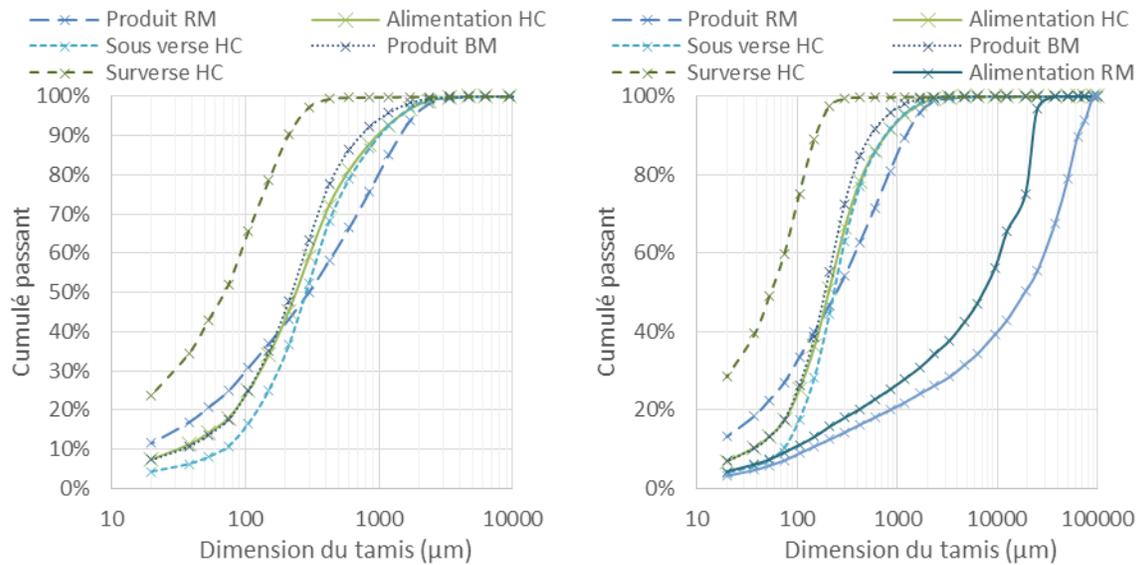


Figure 3-6: Distributions granulométriques des flux échantillonnés en régime permanent le 28 octobre 2014

Le graphique de gauche de la Figure 3-6 correspond à l'état initial et la figure de droite à l'état final. Ceux-ci correspondent aux échantillons composites 1 et 9 tel que présenté au Tableau 3-2.

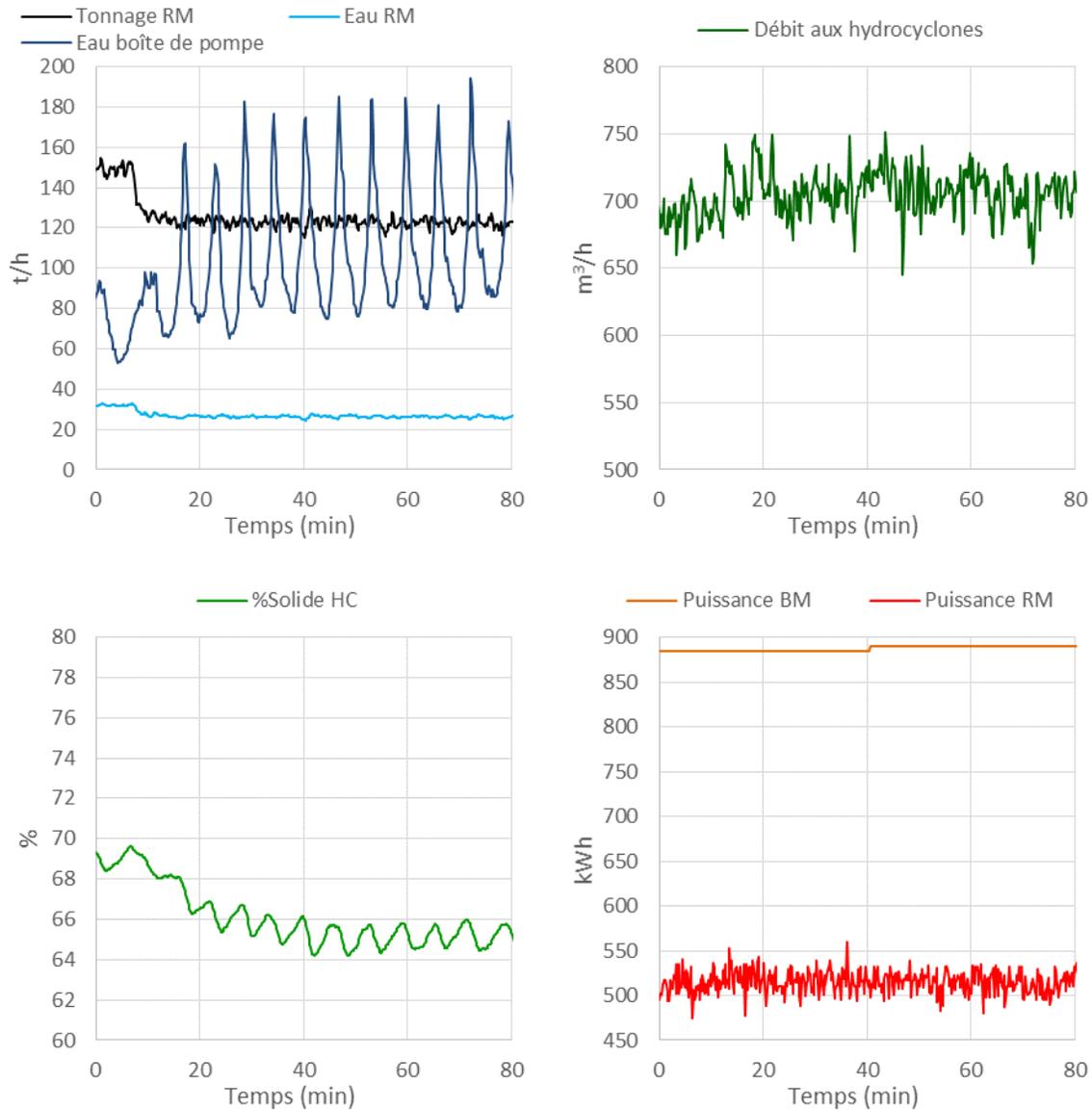


Figure 3-7: Données acquises par les appareils de mesure lors de l'échantillonnage du 28 octobre 2014

L'ouverture du concasseur à cône était alors de ~20 mm. Les oscillations dans l'ajout d'eau à la boîte de pompe déclenchée par l'échelon de tonnage se répercutent sur la concentration solide alimentée aux hydrocyclones. Tel que mentionné précédemment, celles-ci sont dues à un réglage inadéquat du régulateur d'ajout d'eau et d'une mesure erronée du niveau de la boîte de pompe régulée par celui-ci.

3.3.3 Second échelon : -16 % tonnage alimenté et ajout d'eau fixe au RM

L'échantillonnage du second échelon a été effectué le 29 octobre 2014. Les distributions granulométriques mesurées des flux échantillonnés en régime permanent soit aux états initiaux et finaux sont présentées à la Figure 3-8. Les mesures archivées des capteurs sont montrées à la Figure 3-9.

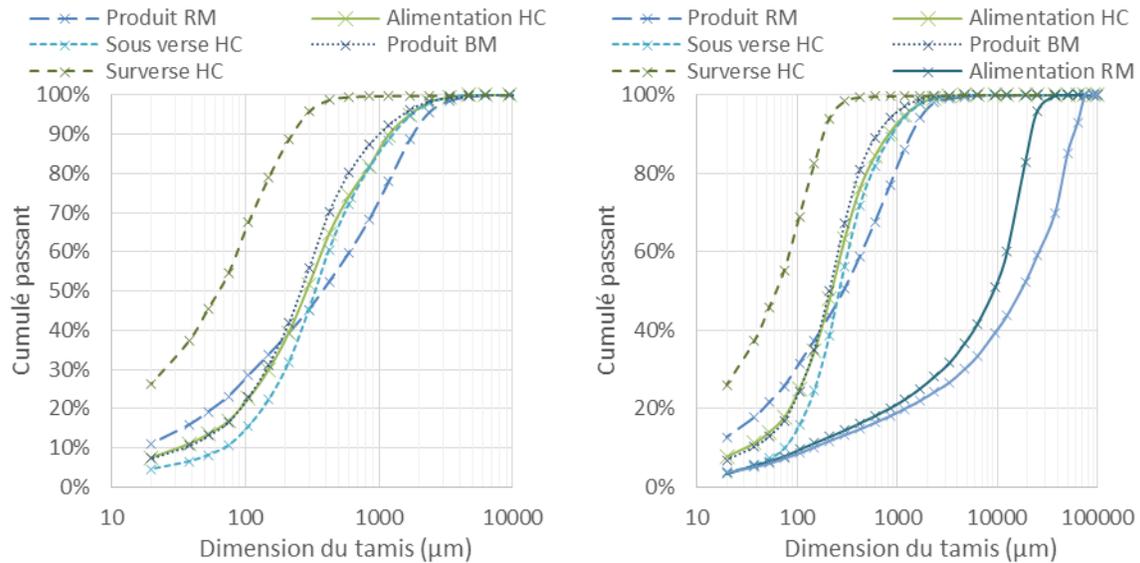


Figure 3-8: Distributions granulométriques des flux échantillonnés en régime permanent le 29 octobre 2014

Le graphique de gauche de la Figure 3-8 correspond à l'état initial et la figure de droite à l'état final. Ceux-ci correspondent aux échantillons composites 1 et 9 tel que présenté au Tableau 3-2.

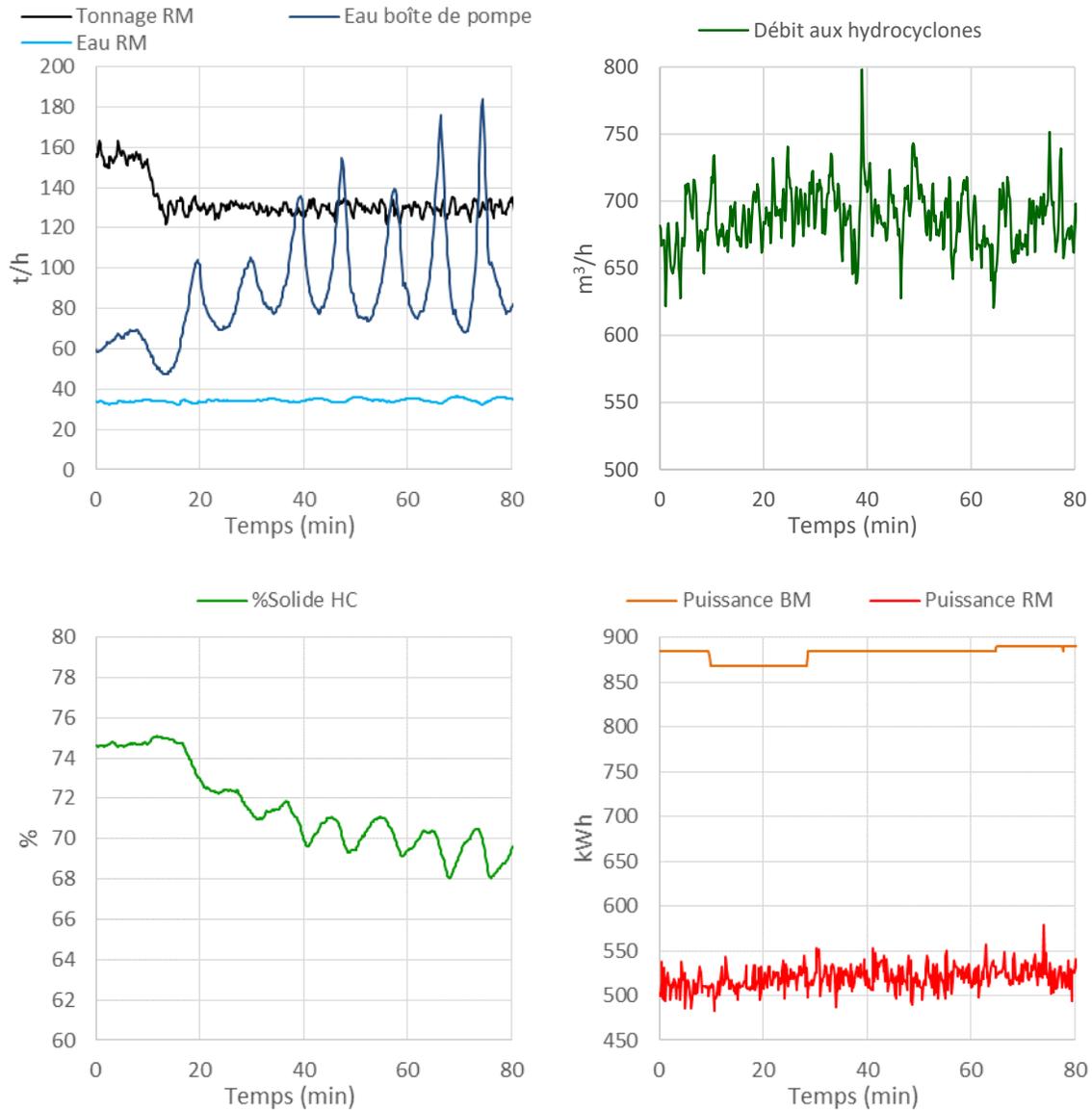


Figure 3-9: Données acquises par les appareils de mesure lors de l'échantillonnage du 29 octobre 2014

L'ouverture du concasseur à cône était alors de ~20 mm. Le paramètre de l'action intégrale du contrôleur d'ajout d'eau à la boîte de pompe a été augmenté 57 à 75 secondes avant l'échantillonnage ce qui a diminué la fréquence des oscillations sans toutefois les éliminer. Celles-ci se répercutent sur la concentration solide d'alimentation des hydrocyclones.

3.3.4 Troisième échelon : +50 % sur l'ouverture du concasseur à cône

L'échantillonnage du troisième échelon a été effectué le 30 octobre 2014. Les distributions granulométriques mesurées des flux échantillonnés en régime permanent soit aux états initiaux et finaux sont présentées à la Figure 3-10. Les mesures historiques des capteurs sont montrées à la Figure 3-11.

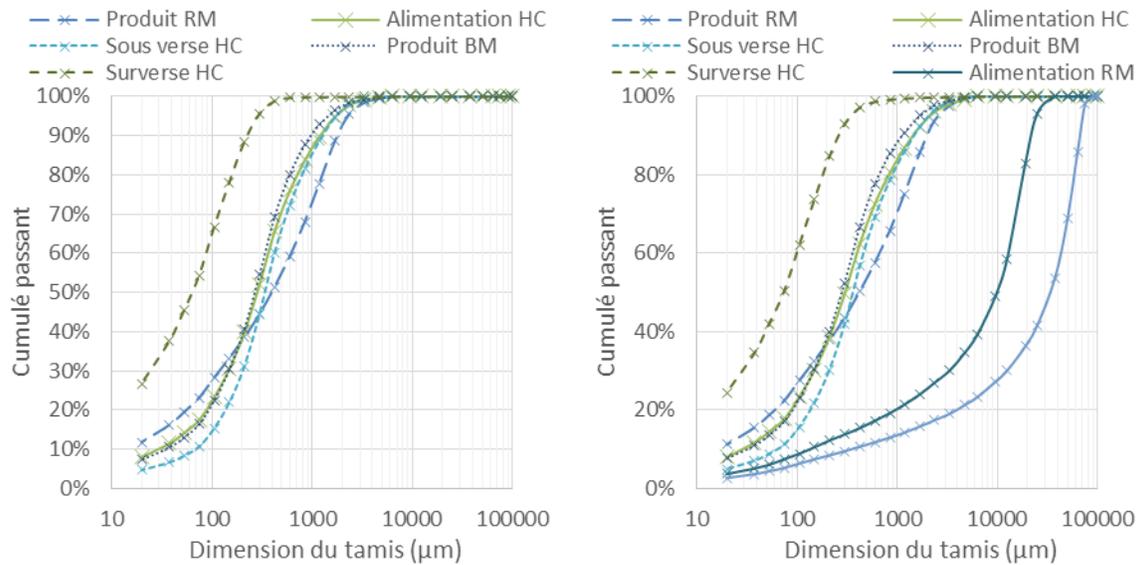


Figure 3-10: Distributions granulométriques des flux échantillonnés en régime permanent le 30 octobre 2014

Le graphique de gauche de la Figure 3-10 correspond à l'état initial et la figure de droite à l'état final. Ceux-ci correspondent aux échantillons composites 1 et 9 tel que présenté au Tableau 3-2.

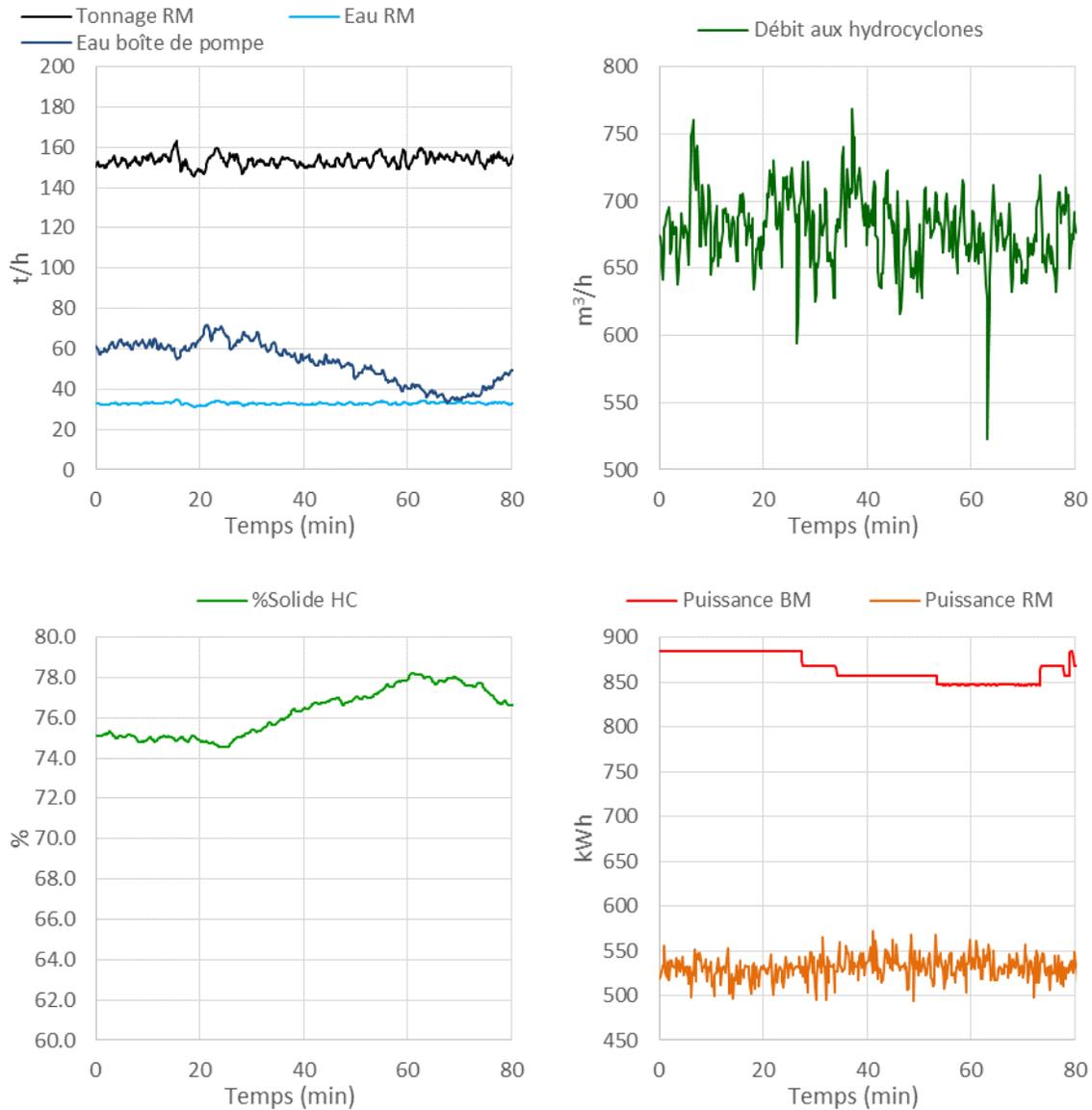


Figure 3-11: Données acquises par les appareils de mesure lors de l'échantillonnage du 30 octobre 2014

L'ouverture du concasseur à cône est passée de ~20 mm à ~30 mm. Le temps d'intégration du contrôleur d'ajout d'eau à la boîte de pompe a été augmenté de 75 à 300 secondes avant l'échantillonnage ce qui a éliminé les oscillations rapides de l'ajout d'eau.

3.4 Essais en laboratoire

Les essais de laboratoire ont pour objectifs de déterminer les paramètres la fonction de broyage, B , définis par les équations 2.15 à 2.18. Des essais de broyage en lots ont été effectués à sec dans un broyeur à boulets dans les conditions standards permettant de déterminer l'indice de broyabilité Bond du minerai.

Un total de 11 essais a été effectué pour déterminer la fonction de broyage. Le minerai utilisé provenait d'échantillon de la décharge du broyeur à barres. Neuf essais utilisant le minerai provenant de l'échantillonnage

de l'état stationnaire présenté à la section **Erreur ! Source du renvoi introuvable.** ont été effectués et deux vec du minerai provenant du premier échantillon de la décharge du broyeur à barres lors des deux premiers échelons. Le Tableau 3-4 résume les différents essais effectués.

Tableau 3-4: Résumé des essais de broyage en lots effectués

| Essai | Provenance | Masse (g) | Nombre de tours (N) | F ₈₀ [µm] | F ₅₀ [µm] | F ₂₀ [µm] | P ₈₀ [µm] | P ₅₀ [µm] | P ₂₀ [µm] |
|-------|---|-----------|---------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| B1 | Décharge RM, 27 octobre | 1344 | 50 | 1689 | 805 | 283 | 1266 | 465 | 138 |
| B2 | | 1344 | 65 | 1689 | 805 | 283 | 1123 | 394 | 112 |
| B3 | | 1344 | 100 | 1689 | 805 | 283 | 833 | 295 | 79 |
| B4 | | 1340 | 50 | 152 | 82 | 20 | 143 | 72 | 17 |
| B5 | | 1079 | 100 | 152 | 82 | 20 | 122 | 61 | 13 |
| B6 | | 1100 | 50 | -6300/+4750 | | 5718 | 4843 | 2547 | |
| B7 | | 1100 | 50 | -4750/+3380 | | 4181 | 3308 | 1081 | |
| B8 | | 1100 | 50 | -3380/+2360 | | 2885 | 2116 | 614 | |
| B9 | | 1100 | 50 | 5626 | 4646 | 3869 | 5083 | 3721 | 1405 |
| B10 | Décharge RM, 28 octobre 1 ^{er} échantillon | | 25 | 1001 | 298 | 50 | 748 | 222 | 44 |
| B11 | Décharge RM, 29 octobre 1 ^{er} échantillon | | 25 | 1285 | 383 | 58 | 1022 | 275 | 50 |

Le premier échantillon provenant de la décharge du broyeur à barres a été broyé pendant trois temps différents basés sur le nombre de tour lors des essais B1 à B3. Ce même échantillon initial a aussi été tamisé afin de le séparer en différentes classes granulométriques qui ont ensuite été broyées séparément lors des essais B4 à B9. Les essais B4 et B5 représentent deux temps de broyage pour les particules inférieures à 212 µm. Les essais B6 à B8 correspondent au broyage de classe de particules de dimension unique alors que la charge initiale de l'essai B9 était un mélange égal de particules des classes -4750/+3380 µm et -6300/+4750 µm.

Puisqu'il existe théoriquement une quantité infinie de combinaisons de fonctions de fragmentation et de sélection permettant de passer d'une distribution granulométrique donnée à une autre plus fine, une stratégie permettant de contourner cela devait être appliquée. L'utilisation de classe de particule unique comme charge initiale permettait de diminuer la quantité de combinaison valide pour toutes les simulations.

L'ensemble des essais ont été effectués à sec dans le broyeur Bond de l'Université Laval mesurant 30,5 cm x 30,5 cm. La charge de boulet et la vitesse de rotation correspondaient aux caractéristiques standards des essais d'indice de broyabilité Bond soit une vitesse de 70 rpm et une charge telle que défini au Tableau 3-5.

Tableau 3-5: Définition de la charge de boulet dans le broyeur

| Diamètre des boulets [mm] | Nombre de boulets | Poids (g) |
|---------------------------|-------------------|-----------|
| 37 | 43 | 9357 |
| 30 | 67 | 6868 |
| 25 | 10 | 680 |
| 19 | 71 | 2033 |
| 15 | 94 | 1294 |
| Total | 285 | 20232 |

L'essai B2 a permis de calculer un indice de broyabilité Bond de 8,93 kWh/tonne suivant la procédure accélérée proposée par Magdalinović [73]. Un essai effectué sur la décharge du broyeur à boulets a permis de déterminer un indice de broyabilité bond de la charge circulante de 10,89 kWh/tonne, mais n'a pas été utilisé dans le calibrage de la fonction de broyage, **B**.

3.5 Calibrage de la fonction de broyage

Le calibrage des paramètres de fragmentation de la fonction de broyage, **B**, de l'équation 2.18 est effectué en utilisant uniquement des essais de laboratoire. La nature des équations utilisées dans la modélisation du broyage soit la fonction de broyage et la fonction de sélection permet une infinité de solutions, lorsque calibrées en même temps. Afin d'obtenir une solution unique, celle-ci doivent être calibrée séparément de façon à ce la première soit maintenue constante lors du calibrage de la seconde. L'hypothèse que la fonction de broyage résulte des propriétés des minéraux uniquement permet de fixer celle-ci basée sur les essais de broyage du minerai échantillonné. Les paramètres de la fonction de broyage ont été déterminés par minimisation du critère des moindres carrés donné par :

$$J = \sum_{k=1}^{n_{essais}} \left[\sum_{i=1}^{n_{classes}} \left[\left(\frac{P_{i,k}^m}{\sum_{i=1}^{n_{classes}} P_{i,k}^m} - \frac{P_{i,k}^s}{\sum_{i=1}^{n_{classes}} P_{i,k}^s} \right)^2 + \left(P_{c_i,k}^m - P_{c_i,k}^s \right)^2 \right] \right] \quad 3.1$$

P_i représente la masse dans chacune des classe et P_{c_i} la fraction massique cumulée dans chacune des classes. Les exposants m et s représentent respectivement les distributions granulométriques mesurées et simulées. La différence est sommée pour chacune des classes granulométriques et chacun des 11 essais. Les algorithmes *fminsearch* et *fmincon* de Matlab sont utilisés successivement pour minimiser le critère. L'utilisation successive des deux algorithmes a été utilisé afin de réduire les solution appartenant à des minimums locaux souvent rencontré avec *fmincon* tout en contraignant les valeurs recherchées. L'algorithme *fminsearch* permet une recherche dans un grand éventail de valeur et fournit un point de départ pour la recherche à l'aide de *fmincon*. L'atteinte d'un minimum absolu n'est pas garantie cependant il a été observé que cette approche permettait l'atteinte de la même solution pour différent point de départ contrairement à l'utilisation d'un seul algorithme.

Les données simulées sont produites en utilisant la solution aux équations de broyage en lot développées par Reid [116]. Lors du calibrage, une même valeur de chacun des paramètres de la fonction de broyage (2.15) β ,

γ , δ , et φ_0 a été utilisée pour tous les essais puisqu'il a été posé que le produit de fragmentation était uniquement fonction du minerai. Des valeurs des paramètres S_0 , α , et σ , propres à chacun des essais ont été calibrées pour la fonction de sélection (2.13). Comme la charge dans le broyeur est différente tant au niveau de la masse que de la distribution granulométrique, les conditions de fragmentation sont différentes d'un essai à l'autre et donc, tel que présenté à la Figure 3-18, les taux de fragmentation sont différents pour chacune des classes granulométriques d'un essai à l'autre.

Lors de la minimisation du critère (3.1) pour les essais B1 à B11, l'algorithme de minimisation ajuste les quatre paramètres de la fonction de broyage cherchée ainsi que les paramètres des onze fonctions de sélections s'appliquant à chacun des essais.

Pour l'ensemble des résultats de calibrage de la fonction de broyage présentée, les marqueurs de la Figure 3-12 à la Figure 3-17 représentent les mesures, et les traits les prédictions. Le nombre de tours effectués par le broyeur est aussi présenté et le temps peut être déduit de sa vitesse de rotation de 71 rpm. L'ensemble des essais sont montrés au Tableau 3-4 et ceux-ci sont numérotés de B1 à B11 pour références ultérieures. Les paramètres finaux déterminant la fonction **B** sont montrés au Tableau 3-6.

Tableau 3-6: Valeurs calibrées des paramètres de la fonction de broyage

| | |
|-------------|-------|
| β | 0,74 |
| γ | 8,62 |
| δ | 0,088 |
| φ_0 | 0,32 |

Les essais montrés de la Figure 3-12 à la Figure 3-13 ont utilisé du minerai provenant de la décharge du broyeur à barres prélevé lors de l'échantillonnage en régime continu du 27 octobre. La Figure 3-12 présente les résultats des essais ayant permis de déterminer l'indice de broyabilité Bond alors que la Figure 3-13 montre les essais effectués sur le passant 212 μm du même échantillon.

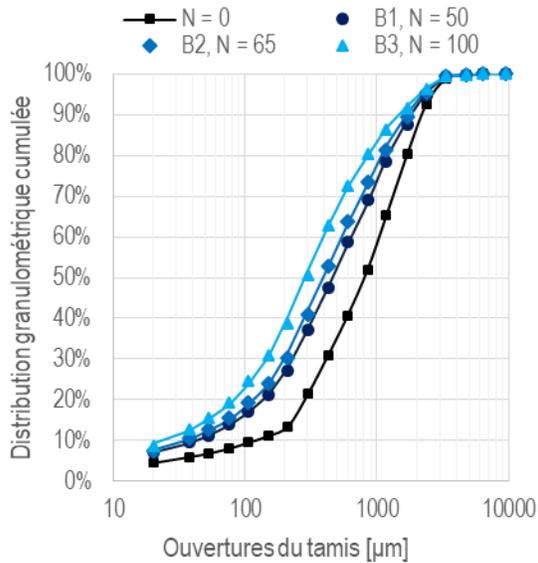


Figure 3-12: Essai de broyage en lots pour indice de broyabilité Bond, minéral provenant de l'échantillon de la décharge du RM le 27 oct.

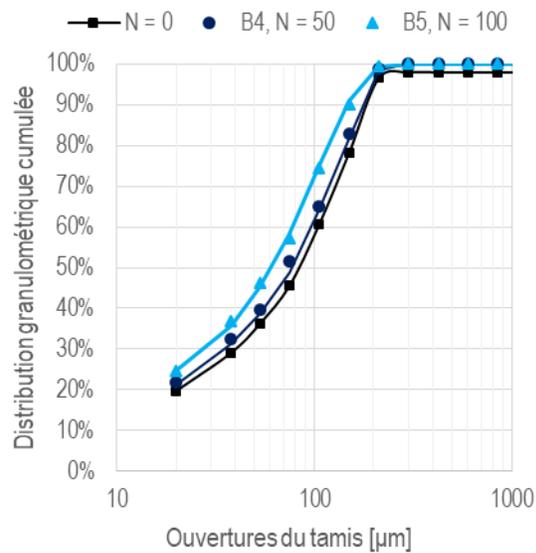


Figure 3-13: Essai de broyage en lots pour des particules inférieures à 212 μm, minéral provenant de l'échantillon de la décharge du RM le 27 oct.

La Figure 3-14 montre des essais effectués sur trois classes de particules et la Figure 3-15 montre un essai effectué sur une combinaison de deux classes.

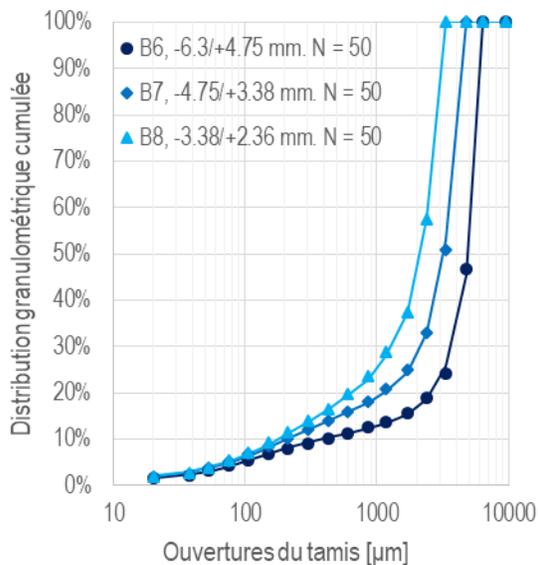


Figure 3-14: Essai de broyage en lots pour des particules grossières provenant d'une classe granulométrique, minéral provenant de l'échantillon de la décharge du RM le 27 oct.

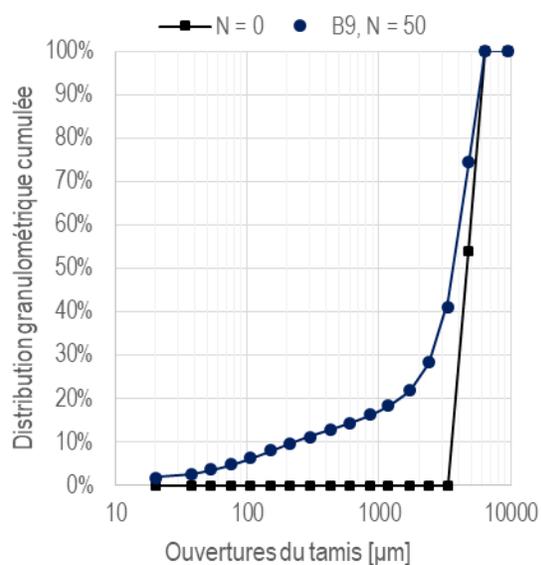


Figure 3-15: Essai de broyage en lots pour des particules grossières provenant de deux classes de particules, minéral provenant de l'échantillon de la décharge du RM le 27 oct.

La Figure 3-16 montre l'essai effectué sur le premier échantillon de la décharge du broyeur à barres lors du premier échelon, le 28 octobre. La Figure 3-17 montre l'essai effectué sur le premier échantillon de la décharge du broyeur à barres lors du second échelon, le 29 octobre.

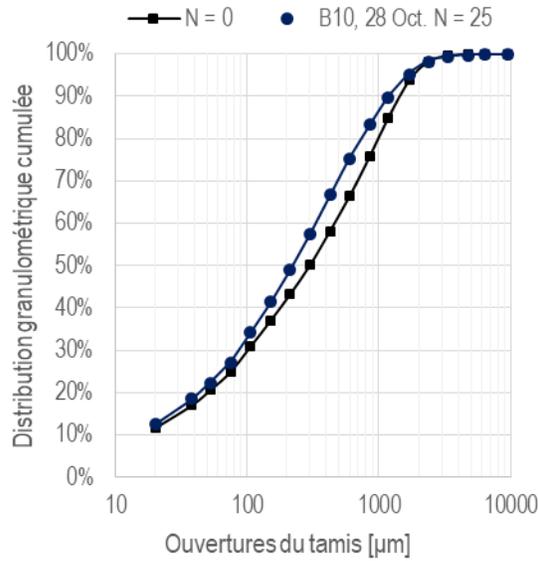


Figure 3-16: Essai de broyage en lots, échantillon de la décharge du RM le 28 oct. à l'instant zéro

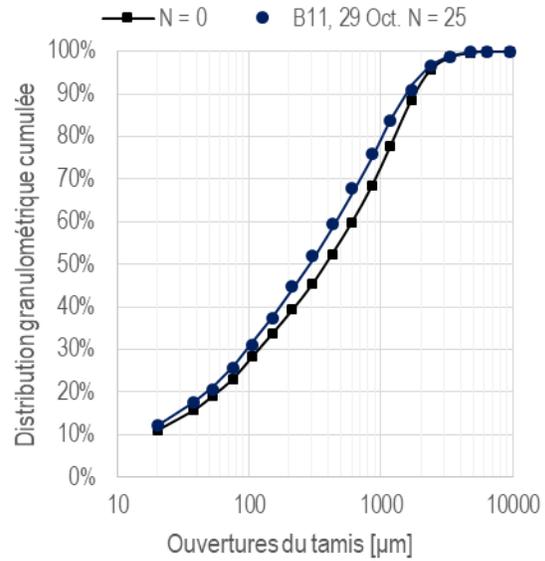


Figure 3-17: Essai de broyage en lots, échantillon de la décharge du RM le 29 oct. à l'instant zéro

Les résultats de calibrage des essais en lots montrent une bonne correspondance entre les données mesurées et prédites. La Figure 3-18 montre les fonctions de sélection calibrées pour chacun des essais.

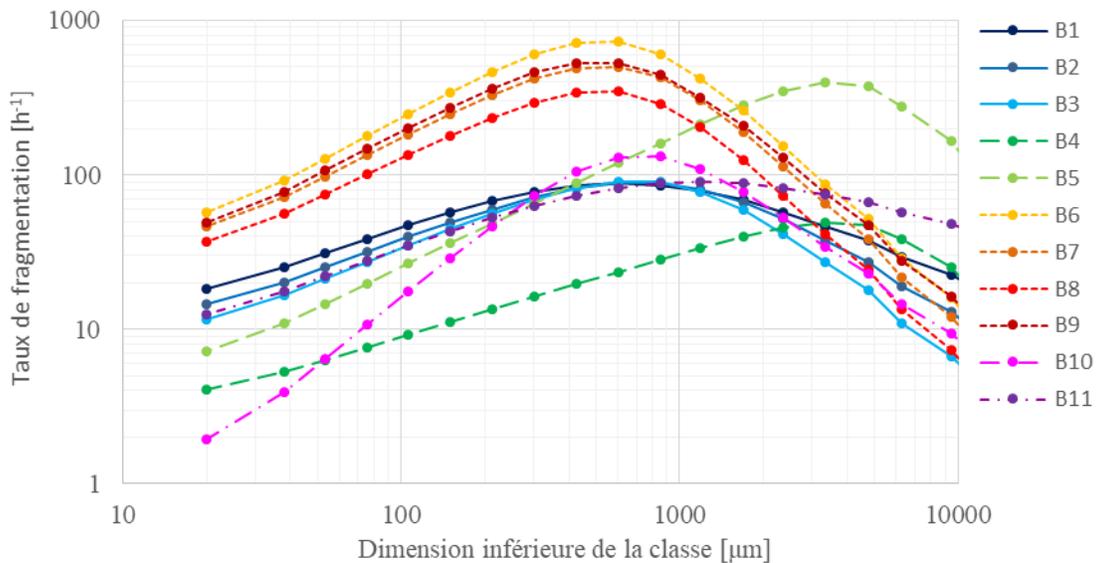


Figure 3-18: Taux de fragmentation de la fonction de sélection pour chacun des essais de broyage en lots

Les taux de fragmentation obtenus pour les fonctions de sélection sont similaires pour les essais ayant des distributions granulométriques initiales similaires telles que les essais B1 à B3 et B6 à B9. Une observation intéressante peut être faite sur les essais B6 à B8 où la forme de la fonction de sélection est la même pour les 3 essais ayant débuté avec des particules d'une seule classe, mais où les taux de fragmentation augmentent avec la dimension des particules. Cette observation, qui indique que les particules plus grossières ont plus de

chance d'être fragmentées sous l'impact d'un corps broyant, est cohérente avec les concepts théoriques présentés au chapitre 1 selon lesquels moins d'énergie est nécessaire pour fragmenter des particules plus grossières. Il y a certainement l'aspect de la probabilité d'impact qui s'ajoute au phénomène puisque les particules plus grossières auront aussi moins de possibilités d'être protégées d'un impact en se retrouvant dans un interstice entre les corps broyants.

Par contre les essais B4 et B5 effectués sur les distributions granulométriques fines donnent des taux de fragmentation significativement plus élevés pour l'essai ayant duré plus longtemps (B5) ce qui semble contre-intuitif. Cette observation pourrait être due à un mécanisme de fragilisation des particules plus fines ou une cinétique de réaction d'ordre plus élevée. Malgré le taux de fragmentation qui diffère, la forme de la courbe reste comparable. L'essai B11 effectué sur le minerai du 29 octobre donne des résultats comparables à ceux du 27 octobre (B1 à B3) dont les distributions granulométriques étaient similaires. L'essai B10, dont la distribution granulométrique était aussi similaire à celle des essais B1 à B3 et B11, effectués sur le minerai du 28 octobre, présente des taux de fragmentation et une courbe significativement différente aux autres. La raison de cette différence n'a pu être expliquée. Aucune différence notable n'a été observée sur les valeurs finales des paramètres de la fonction de broyage lorsque l'essai était retiré du lot pour le calibrage.

3.6 Agencement du circuit dans le simulateur

Les blocs présentés à la Figure 2-1 doivent être agencés pour représenter le circuit de broyage du concentrateur de la mine Niobec. L'agencement présenté à la Figure 3-19 inclut l'ensemble des équipements, de la tuyauterie, et de l'instrumentation entre l'a décharge du concasseur à cône et la surverse des hydrocyclones. La numérotation des points d'échantillonnage représenté par des cercles verts correspond à celle présentée à la Figure 3-1.

octobre, à ceux numérotés 1 et 9 du 28 et 29 octobre et à celui numéroté 9 du 30 octobre présentés au Tableau 3-2. La distribution granulométrique de l'alimentation du broyeur à barres est considérée comme constante tout au long des échantillonnages sauf lors de l'échelon sur l'ouverture du concasseur à cône du 30 octobre. Puisque l'échantillon d'alimentation du broyeur à barres est prélevé à la fin, seul l'état final peut-être simulé pour ces essais.

Le critère des moindres carrés à minimiser est donné par l'équation 3.2.

$$J = \sum_{l=1}^{n_{\text{états}}} \sum_{k=1}^{n_{\text{flux}}} \left[\sum_{i=1}^{n_{\text{classes}}} \left[\left(\frac{P_{i,k,l}^m}{\sum_{i=1}^{n_{\text{classe}}} P_{i,k,l}^m} - \frac{P_{i,k,l}^s}{\sum_{i=1}^{n_{\text{classe}}} P_{i,k,l}^s} \right)^2 + (P_{c,i,k,l}^m - P_{c,i,k,l}^s)^2 \right] + \left(\frac{\sum_{i=1}^{n_{\text{classe}}} P_{i,k,l}^m - \sum_{i=1}^{n_{\text{classe}}} P_{i,k,l}^s}{\sum_{i=1}^{n_{\text{classe}}} P_{i,k,l}^m} \right)^2 + \frac{\eta_l^m - \eta_l^s}{\eta_l^m} + \frac{\omega_l^m - \omega_l^s}{\omega_l^m} + \frac{\chi_l^m - \chi_l^s}{\chi_l^m} \right] \quad 3.2$$

où η , ω , et χ représentent respectivement la pression à l'alimentation des hydrocyclones, la puissance du broyeur à boulets, et la puissance du broyeur à barres.

Le calibrage est effectué en boucle ouverte sur chacun des équipements indépendamment. Les données réconciliées sont utilisées afin de compenser la présence de plusieurs inconnus. Le débit massique et le pourcentage solide de la sousverse des hydrocyclones et de l'alimentation du broyeur à boulets sont inconnus. Un ajout d'eau qui ne peut pas être échantillonné à l'alimentation du broyeur à boulets doit aussi être estimé ce qui complique le calcul de l'alimentation du broyeur à boulets.

Les valeurs initiales des paramètres déterminant la dynamique sont présentées au Tableau 3-7.

Tableau 3-7: Valeurs calibrées des paramètres déterminant la dynamique en régime continu

| Paramètres | Calibrage en régime continu | Paramètres | Calibrage en régime continu |
|-------------|-----------------------------|------------|-----------------------------|
| | Fonction de broyage (B) | | Hydrocyclones |
| β | 0.74 | C_1 | 0.522 |
| γ | 8.62 | C_2 | 0.126 |
| δ | 0.088 | C_3 | 0.098 |
| φ_0 | 0.32 | C_4 | 0.815 |
| | Broyeur à barres | | Broyeur à boulets |
| S_0 | 7.21 | S_0 | 20.45 |
| α | 0.48 | α | 0.24 |
| σ | 0.20 | σ | 6.43 |
| V_d | 80.0 | V_d | 10.0 |
| V_f | 33.3 | V_f | 29.1 |
| R | 9.82 | R | 0.97 |

3.8 Calibrage de la dynamique

Le calibrage de la dynamique utilise l'ensemble des données recueillies durant l'échantillonnage afin d'ajuster les paramètres affectant celle-ci (S_0 , α , σ , V_d , V_p , R , C_1 , C_2 , C_3 , et C_4). Les données de procédé mesurées utilisées comme intrants sont les suivantes;

- le débit massique d'alimentation solide par classe granulométrique du broyeur à barres;
- le débit volumique d'ajout d'eau à l'alimentation du broyeur à barres;
- le débit volumique d'ajout d'eau à la boîte de pompe;
- les débits d'ajout d'eau aux grilles de décharge des broyeurs estimés par réconciliation;
- le débit d'ajout d'eau à l'alimentation du broyeur à boulets estimé par réconciliation;
- le débit d'alimentation des hydrocyclones.

Le critère des moindres carrés des erreurs de modélisation comprend;

- les puissances mesurées des broyeurs;
- la pression mesurée des hydrocyclones;
- la distribution granulométrique cumulée et par classe pour chacun des échantillons de chacun des flux disponibles.

Quatre circuits correspondant aux quatre campagnes d'échantillonnage sont simulés en parallèle. Le critère des moindres carrés à minimiser est donné par l'équation 3.3.

$$J = \sum_{c=1}^{n_{campagnes}} \left\{ \sum_{l=1}^{n_{temps}} \sum_{k=1}^{n_{flux}} \left[\sum_{i=1}^{n_{classes}} \left[\left(\frac{P_{i,k,l,c}^m}{\sum_{i=1}^{n_{classe}} P_{i,k,l,c}^m} - \frac{P_{i,k,l,c}^s}{\sum_{i=1}^{n_{classe}} P_{i,k,l,c}^s} \right)^2 + (P_{c,i,k,l,c}^m - P_{c,i,k,l,c}^s)^2 \right] \right. \right. \\ \left. \left. + \left(\frac{\sum_{i=1}^{n_{classe}} P_{i,k,l,c}^m - \sum_{i=1}^{n_{classe}} P_{i,k,l,c}^s}{\sum_{i=1}^{n_{classe}} P_{i,k,l,c}^m} \right)^2 \right] + \frac{\eta_{l,c}^m - \eta_{l,c}^s}{\eta_{l,c}^m} + \frac{\omega_{l,c}^m - \omega_{l,c}^s}{\omega_{l,c}^m} + \frac{\chi_{l,c}^m - \chi_{l,c}^s}{\chi_{l,c}^m} \right\} \quad 3.3$$

Les valeurs initiales (calibrage en régime continu) et finales (calibrage dynamique) des paramètres représentant la dynamique sont présentées au Tableau 3-8.

Tableau 3-8: Valeurs finales des paramètres déterminant la dynamique

| Paramètres | Calibrage régime continu | Calibrage Dynamique | Paramètres | Calibrage régime continu | Calibrage Dynamique |
|-------------------------|--------------------------|---------------------|-------------------|--------------------------|---------------------|
| Fonction de broyage (B) | | | Hydrocyclones | | |
| β | | 0.74 | C_1 | 0.522 | 0.472 |
| γ | | 8.62 | C_2 | 0.126 | 0.123 |
| δ | | 0.088 | C_3 | 0.098 | 0.101 |
| φ_0 | | 0.32 | C_4 | 0.815 | 0.803 |
| Broyeur à barres | | | Broyeur à boulets | | |
| S_0 | 7.21 | 6.28 | S_0 | 20.45 | 19.26 |
| α | 0.48 | 0.48 | α | 0.24 | 0.19 |
| σ | 0.20 | 0.20 | σ | 6.43 | 5.40 |
| V_d | 80.0 | 82.6 | V_d | 10.0 | 10.0 |
| V_f | 33.3 | 36.3 | V_f | 29.1 | 14.3 |
| R | 9.82 | 15.2 | R | 0.97 | 2.28 |

La comparaison entre les paramètres du calibrage en régime continu et ceux obtenu suite au calibrage dynamique en circuit fermé montre que les changements sont négligeables pour la plupart des paramètres. L'ajustement des paramètres du broyeur à barres correspond à une diminution du taux de fragmentation (S_0) et une augmentation conséquente du volume de la charge (V_d , V_f , R) et donc du temps de séjour. L'ajustement des paramètres du broyeur à boulets correspond à une diminution volume du mélangeur à volume fixe (V_f) et une augmentation de la résistante à l'écoulement (R). L'effet est que le volume de la charge du broyeur à boulets peut varier de façon plus importante avec les variations de l'alimentation.

Le Tableau 3-9 présente les critères des moindres carrés correspondant aux résultats de la simulation dynamique. La valeur numérique du critère des moindres carrés a peu de signification, mais son analyse permet de tirer des conclusions sur la valeur ajoutée de la simulation dynamique en circuit fermé des équipements. Les critères des simulations utilisant les paramètres trouvés lors du calibrage en régime continu sont comparés aux critères des simulations utilisant les paramètres finaux après calibrage dynamique. Le critère a été divisé par campagne d'échantillonnage et par flux afin de mettre en évidence les bénéfices du calibrage dynamique.

Tableau 3-9: Valeur du critère des moindres carrés associé à chacun des flux pour la simulation dynamique avec les paramètres du calibrage en régime continu et du calibrage dynamique.

| | 27 Oct Régime continu | | | 28 Oct -18 % tonnage, %Solide fixe | | | 29 Oct -16 % tonnage, débit d'eau fixe | | | 30 Oct +50 % ouverture concasseur à cône | | |
|--|--------------------------|-------------|-------------|--|-------------|--------------|--|-------------|--------------|--|-------------|--------------|
| | Régime continu | Dynamique | % | Régime continu | Dynamique | % | Régime continu | Dynamique | % | Régime continu | Dynamique | % |
| Décharge broyeur à barres | 0.49 | 0.46 | -6 % | 1.7 | 1.66 | -2 % | 1.64 | 1.66 | 1 % | 0.56 | 0.49 | -13 % |
| Décharge broyeur à boulets | 0.3 | 0.34 | 13 % | 1.92 | 1.09 | -43 % | 1.75 | 1.23 | -30 % | 1.57 | 1.05 | -33 % |
| Alimentation hydrocyclones | 0.22 | 0.15 | -32 % | 1.21 | 0.71 | -41 % | 0.99 | 0.7 | -29 % | 0.33 | 0.26 | -21 % |
| Sousverse hydrocyclones | 0.47 | 0.41 | -13 % | 2.47 | 1.03 | -58 % | 1.7 | 0.81 | -52 % | 0.75 | 0.43 | -43 % |
| Surverse hydrocyclones | 0.17 | 0.16 | -6 % | 2.35 | 2.23 | -5 % | 2.1 | 2.05 | -2 % | 0.84 | 0.84 | 0 % |
| Pression Hydrocyclones x 10 ⁴ | 0.98 | 0.68 | -31 % | 0.89 | 2.59 | 191 % | 0.79 | 1.45 | 84 % | 0.89 | 0.83 | -7 % |
| Total | 1.65 | 1.52 | -8 % | 9.65 | 6.72 | -30 % | 8.19 | 6.46 | -21 % | 4.07 | 3.07 | -25 % |

Les résultats montrent que l'étape de calibrage dynamique en circuit fermé, qui requiert plus de temps pour l'échantillonnage et l'analyse des résultats, permet d'améliorer significativement la justesse de la réponse dynamique. Le calibrage dynamique apporte des réductions du critère global entre 21 % et 30 % pour les simulations impliquant de l'échantillonnage de la dynamique comparé à une réduction de 8 % pour la campagne d'échantillonnage en régime continu. La majorité des gains sont attribués au calibrage en circuit fermé, cependant le calibrage à partir d'échantillons représentant la dynamique permet certainement d'améliorer la justesse des modèles d'écoulement. Cette hypothèse se fonde sur les réductions plus importantes du critère des moindres carrés pour les campagnes impliquant des échantillons de la dynamique que pour celle du régime continu du 27 octobre.

La réduction du critère global de 8 % pour le cas du régime continu démontre que le calibrage en circuit fermé est essentiel afin de considérer la charge circulante qui exacerbe l'erreur de prédiction. C'est aussi ce qui explique que la majorité de la réduction du critère global provient systématiquement des flux affectés par la charge circulante tels que l'alimentation et la surverse des hydrocyclones ainsi que la décharge du broyeur à boulets.

Les valeurs absolues des campagnes du 28 et du 29 octobre peuvent être comparées puisque les critères contiennent exactement le même nombre de données et ont été échantillonnées selon le même plan d'expérience. Les critères globaux sont respectivement de 6,72 et 6,46. Le calibrage dynamique a permis d'améliorer davantage la campagne du 28 octobre que celle du 29 octobre ce qui réduit la différence entre les deux critères de 15 % avant le calibrage dynamique à 4 % après celui-ci. Les deux campagnes peuvent donc être considérées comme équivalentes en termes de la justesse de la simulation.

Bien que la valeur numérique de chacun des critères ait peu de signification pratique, il peut tout de même être observé que les valeurs des différents critères varient grandement puisqu'aucune mise à l'échelle ni pondération n'a été effectuée. Le critère a donc tendance à pondérer davantage les termes ayant une grande valeur par rapport aux autres. Il serait intéressant de normaliser les différents termes du critère lors de travaux futurs.

La section 3.9 présente les résultats du calibrage.

3.9 Résultats de calibrage

Le calibrage de la dynamique du circuit de broyage suite à son échantillonnage a permis de simuler de façon juste le comportement dynamique du circuit. Cette section présente les résultats pour chacune des campagnes en termes de tonnage et de distribution granulométrique simulés en comparaison aux mesures.

Les sections **Erreur ! Source du renvoi introuvable.** à 3.9.5 présentent respectivement les résultats de simulation du régime continu, du premier échelon sur le tonnage d'alimentation, du second échelon sur le tonnage et la densité d'alimentation, ainsi que du troisième échelon sur l'ouverture du concasseur à cône.

Les particularités de chacun des scénarios simulés seront discutées dans les sections dédiées à leur campagne respective tandis que quelques observations communes à toutes les simulations seront abordées au début de la section 3.9.

3.9.1 Observations communes

Pour l'ensemble des simulations, certaines déviations aux mesures sont systématiques.

L'ajout d'eau simulé dans la boîte de pompe est deux à trois fois plus élevé que l'ajout d'eau mesuré. Le débit sortant la boîte de pompe vers les hydrocyclones se situe entre 650 et 750 m³/h alors que l'ajout d'eau mesuré se situe globalement entre 60 et 150 m³/h. L'ajout de près de 100 m³/h supplémentaire en tout temps à la boîte de pompe signifie que certains flux non mesurés n'ont pas été convenablement pris en compte. Une autre hypothèse est que le débit de surverse des hydrocyclones est sous-estimé où qu'il existe un biais important au niveau de la mesure du débit et/ou du pourcentage solide de l'alimentation des hydrocyclones. L'hypothèse du biais au niveau de la mesure de pourcentage solide est particulièrement vraisemblable puisqu'il est ardu de calibrer un densimètre adéquatement pour mesurer avec justesse la densité sur toute la plage d'opération.

Autre observation commune à toutes les simulations; la quantité de particules fines inférieures à 75 μm est systématiquement sous-estimée. La quantité de particules grossières supérieures à 600 μm est surestimée dans la décharge du broyeur à barres. Ces différences s'expliquent probablement par la différence entre la fonction de broyage déterminée à sec avec des échantillons provenant principalement du minerai du 27 octobre et le produit du broyage dans des conditions d'opération. Cette lacune de la fonction de broyage déterminée en laboratoire a été évoquée dans la section 1.1. Les principales différences sont :

1. la présence d'une pulpe affectant l'usure des particules;
2. l'énergie d'impact des corps broyant supérieure dans les plus gros broyeurs contenant des corps broyants plus lourds;
3. le mode de fragmentation différent dans un broyeur à barres qu'un broyeur à boulets.

3.9.2 Régime continu

Le régime continu a été effectué à un tonnage d'alimentation fixe de 150 tonnes par heure. La Figure 3-20 montre que celui-ci a oscillé entre 140 et 160 t/h pendant l'échantillonnage. La décharge du broyeur n'est pas mesurée, cependant la simulation indique que les variations de l'alimentation sont légèrement amorties par la dynamique d'écoulement du broyeur à barres. Le produit du circuit de broyage suit bien les variations d'alimentation tout en étant nettement plus amorti. L'ajout d'eau mesuré et simulé de la boîte de pompe est opposé aux variations du tonnage d'alimentation dû à l'action du contrôleur qui tente de maintenir le niveau de la boîte de pompe.

Les distributions granulométriques présentées de la Figure 3-22 à la Figure 3-25 montrent une importante déviation du P_{80} simulé de la décharge du broyeur à barres et de la charge circulante, celui-ci étant plus fin que les mesures. Par contre, le P_{80} du produit du circuit de broyage est plus grossier que la mesure. La différence s'explique par une sous-estimation des fines particules produites dans le broyeur à barres et une surestimation du broyage des particules plus grossières. Il y a donc une quantité plus importante de particules de dimension intermédiaire (100 μm à 600 μm) contenue dans la charge circulante se retrouvant à la surverse des hydrocyclones.

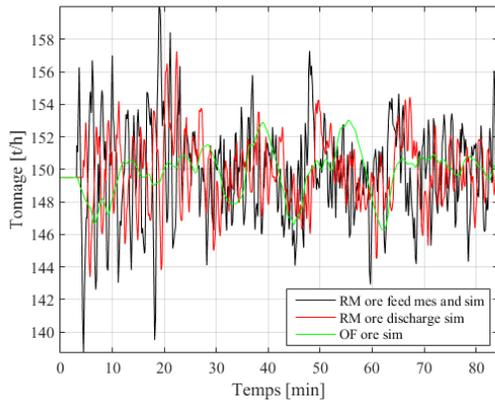


Figure 3-20: Tonnages autour du broyeur à barres et à la surverse des hydrocyclones à l'état stationnaire

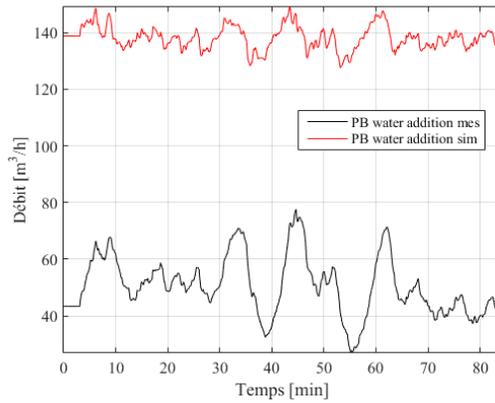


Figure 3-21: Ajouts d'eau de la boîte de pompe mesuré et simulé à l'état stationnaire

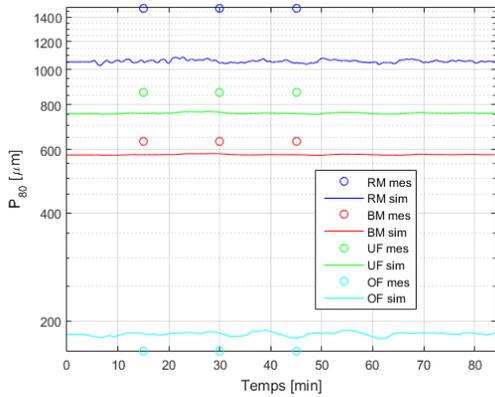


Figure 3-22: P_{80} des flux échantillonnés à l'état stationnaire

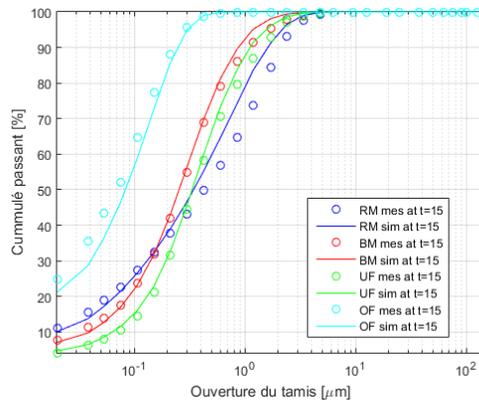


Figure 3-23: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état stationnaire

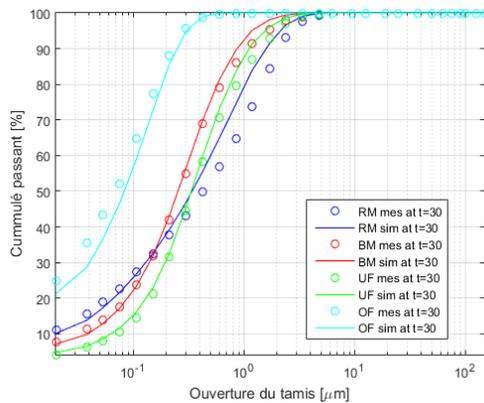


Figure 3-24: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du second échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état stationnaire

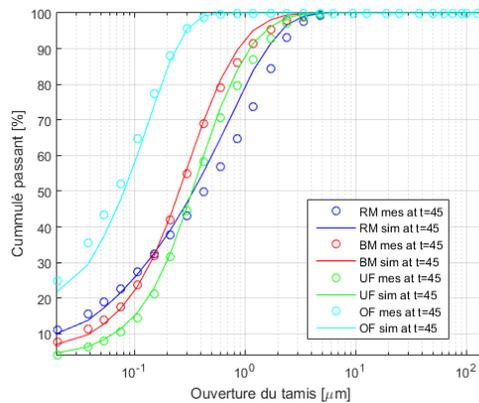


Figure 3-25: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du troisième échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état stationnaire

3.9.3 Premier échelon, -18 % tonnage et ajout d'eau au RM

Le premier échelon a été une diminution du tonnage d'alimentation de 149,5 à 122 t/h à densité d'alimentation constante soit, une diminution correspondante de 32 à 26 m³/h.

La Figure 3-26 présente l'échelon sur le tonnage d'alimentation ainsi que le tonnage simulé de la décharge du broyeur à barres et du produit du circuit de broyage. La Figure 3-27 montre l'ajout d'eau mesuré et simulé dans la boîte de pompe. L'oscillation entretenue observée lors de la campagne d'échantillonnage se répercute sur le tonnage produit du circuit de broyage. Les fluctuations de l'ajout d'eau de la boîte de pompe sont transmises au produit du circuit et par le fait même aux étapes de traitement par flottation en aval.

La réponse à l'échelon de la distribution granulométrique des différents flux du circuit est présentée de la Figure 3-28 à la Figure 3-39. Le P_{80} simulé est près du P_{80} mesuré pour l'ensemble de la réponse bien qu'un biais soit présent pour la décharge du broyeur à barres et la charge circulante. Le P_{80} de la décharge du broyeur à barres est sous-estimé alors que celui de la charge circulante est surestimé. La surestimation des flux de la charge circulante est causée par un taux de réduction inférieure du broyeur à boulets simulé par rapport aux mesures. Bien qu'un biais soit observé sur le P_{80} , la distribution granulométrique est bien représentée et c'est l'accumulation de l'erreur sur 80 % de la masse qui exacerbe ce biais.

La dynamique de la réponse simulée est similaire à celle observée en pratique. La variation relative des mesures de P_{80} simulées est cohérente avec les mesures et le profil de la réponse aussi. Il est toutefois difficile de valider la réponse de la surverse des hydrocyclones à cause des oscillations qui se répercutent sur le P_{80} .

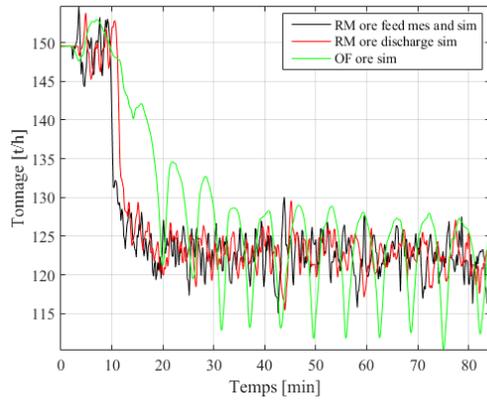


Figure 3-26 : Tonnages autour du broyeur à barres et à la surverse des hydrocyclones lors du premier échelon

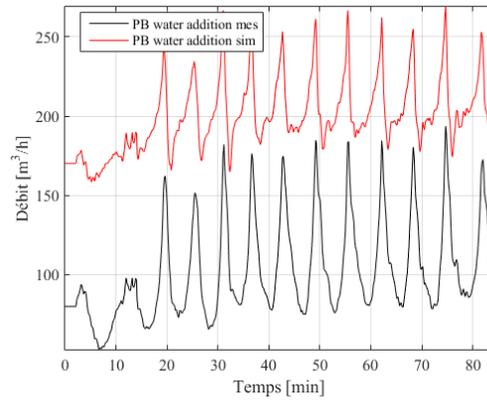


Figure 3-27 : Ajouts d'eau de la boîte de pompe mesurée et simulée lors du premier échelon

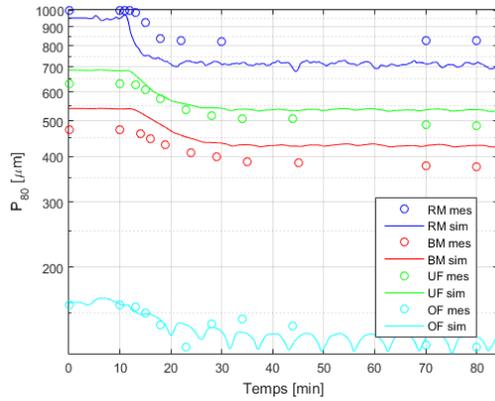


Figure 3-28 : P_{80} des flux échantillonnés lors du premier échelon

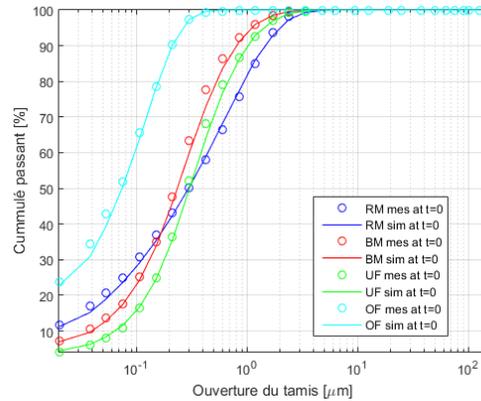


Figure 3-29 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état initial, lors du premier échelon

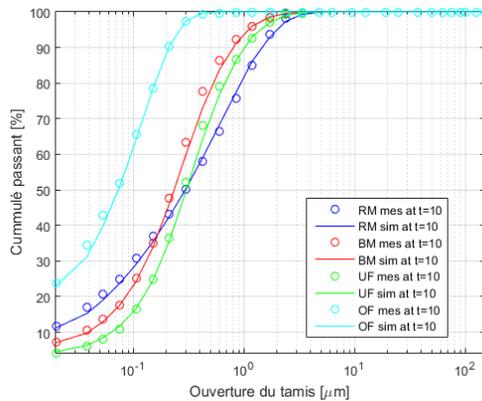


Figure 3-30 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du second échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état initial, lors du premier échelon

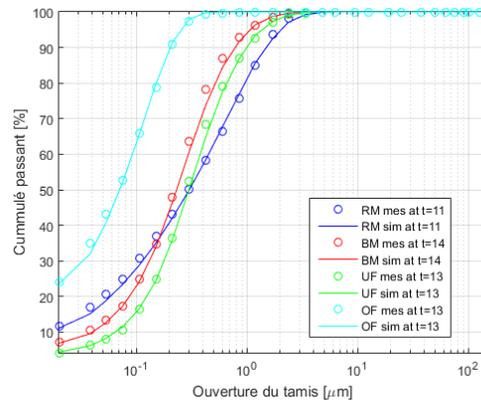


Figure 3-31 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon

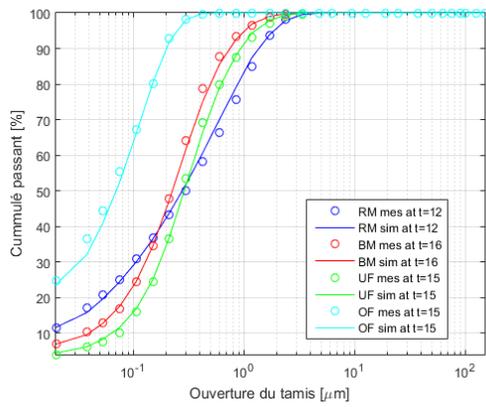


Figure 3-32: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du deuxième échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon

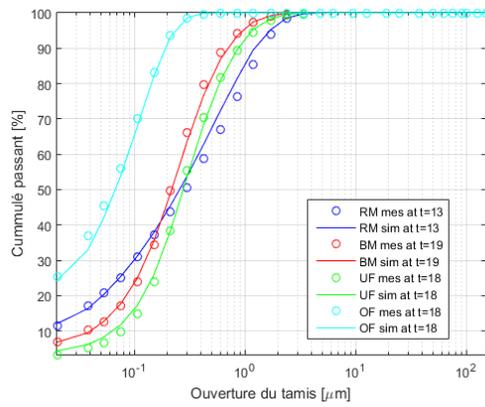


Figure 3-33: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du troisième échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon

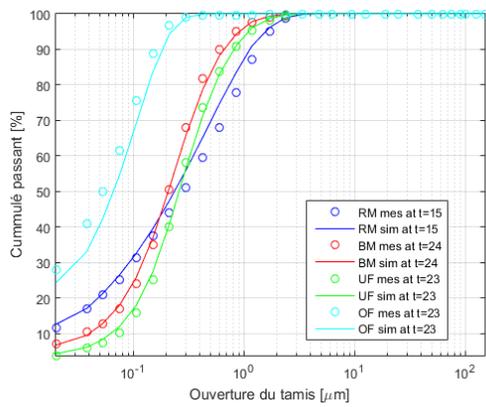


Figure 3-34: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du quatrième échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon

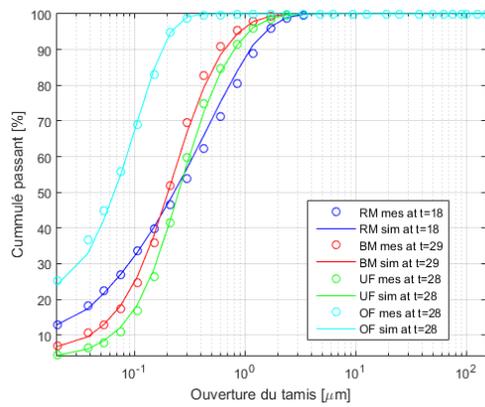


Figure 3-35: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du cinquième échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon

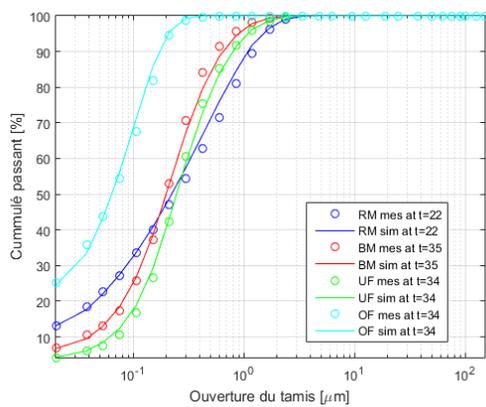


Figure 3-36: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du sixième échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon

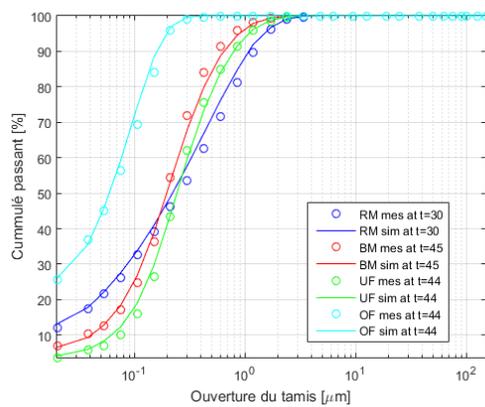


Figure 3-37: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du septième échantillon de la réponse dynamique lors du premier échelon

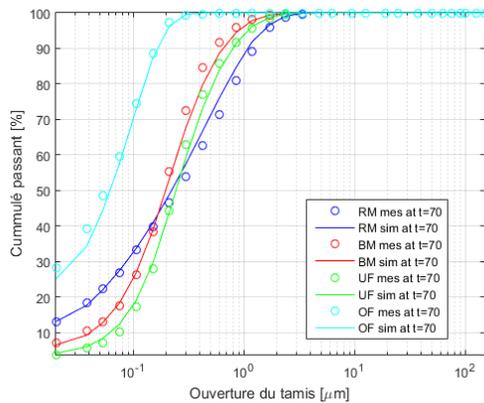


Figure 3-38 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état final lors du premier échelon

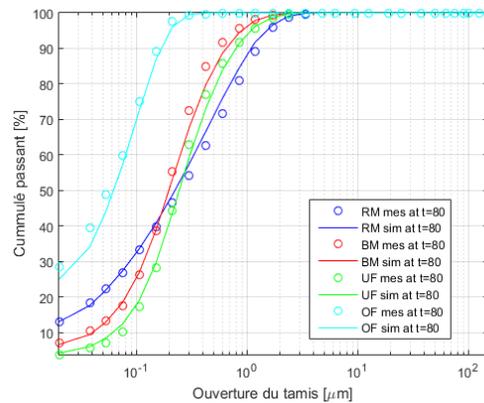


Figure 3-39 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du second échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état final lors du premier échelon

3.9.4 Second échelon, -16 % tonnage alimenté et ajout d'eau fixe au RM

Le second échelon a été une diminution du tonnage d'alimentation de 155 à 130 t/h à densité d'alimentation constante soit, une diminution correspondante de 34 m³/h.

La Figure 3-40 présente l'échelon sur le tonnage d'alimentation ainsi que le tonnage simulé de la décharge du broyeur à barres et du produit du circuit de broyage. Figure 3-41 montre l'ajout d'eau mesuré et simulé dans la boîte de pompe. Bien que la fréquence de l'oscillation observée sur l'ajout d'eau de la boîte de pompe soit inférieure à celle du premier échelon suite aux ajustements des paramètres de la boucle de contrôle, l'amplitude reste importante et l'effet est transmis en aval sur le produit du circuit de broyage. La dynamique observée sur la variation du tonnage simulé de la décharge du broyeur à barres est similaire à celle observée lors du premier échelon. Le maintien de l'ajout d'eau constant n'a pas affecté significativement la réponse simulée.

La réponse à l'échelon de la distribution granulométrique des différents flux du circuit est présentée de la Figure 3-42 à la Figure 3-53. Le P₈₀ simulé est près du P₈₀ mesuré, cependant la variation relative est inférieure dans la simulation. Alors que le biais était constant tout au long de la réponse, l'erreur sur le P₈₀ avant et après l'échelon n'est pas la même. Le P₈₀ de la décharge du broyeur à barres à l'état initial est sous-estimé alors que l'état final est très près de la mesure. Le P₈₀ de la charge circulante est légèrement plus fin que la mesure à l'état initial et significativement plus grossier à l'état final.

Autre observation intéressante, la réduction du tonnage entraîne une augmentation du P₈₀ du produit du circuit et de la charge circulante au tout début avant que la réduction de celui-ci soit observée. La distribution granulométrique semble présenter un départ malin.

Bien que la dynamique simulée soit légèrement moins bien représentée que pour le premier échelon, celle-ci reste globalement cohérente avec les mesures

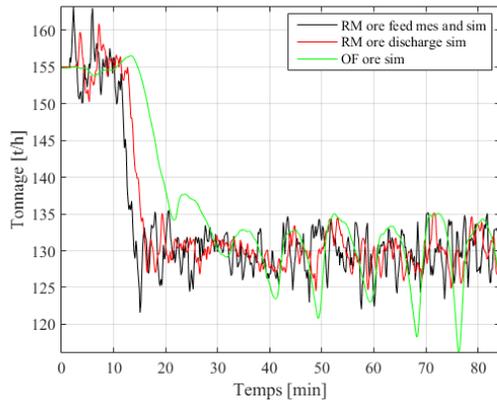


Figure 3-40 : Tonnages autour du broyeur à barres et à la surverse des hydrocyclones lors du deuxième échelon

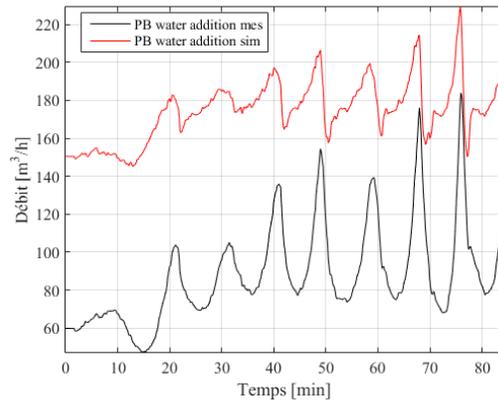


Figure 3-41: Ajouts d'eau de la boîte de pompe mesurée et simulée lors du deuxième échelon

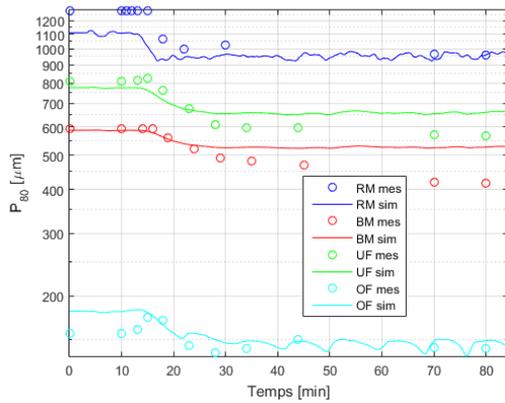


Figure 3-42 : P_{80} des flux échantillonnés lors du deuxième échelon

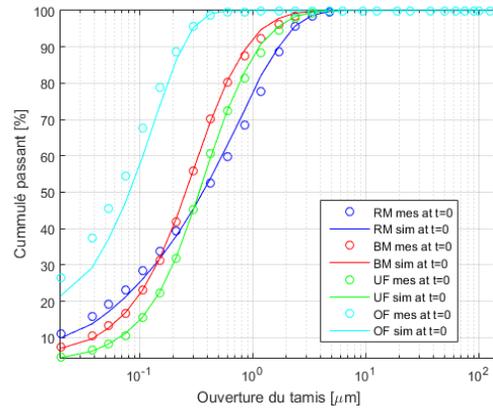


Figure 3-43: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état initial lors du deuxième échelon

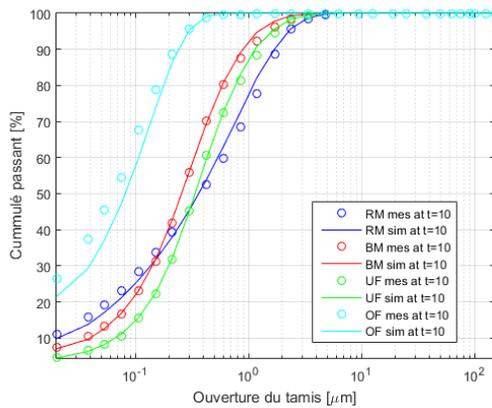


Figure 3-44: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du second échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état initial lors du deuxième échelon

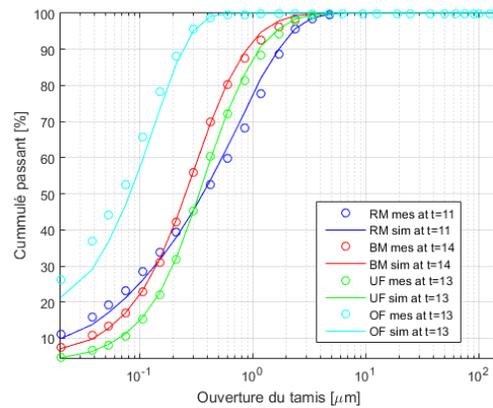


Figure 3-45: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon

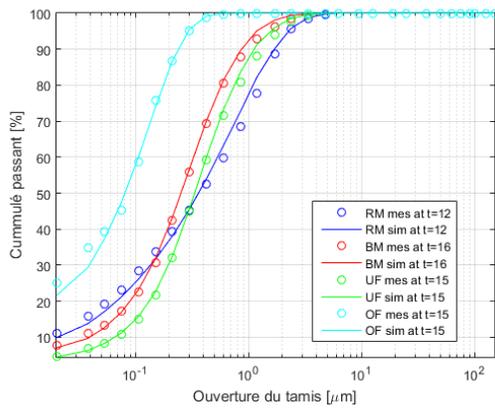


Figure 3-46 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du deuxième échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon

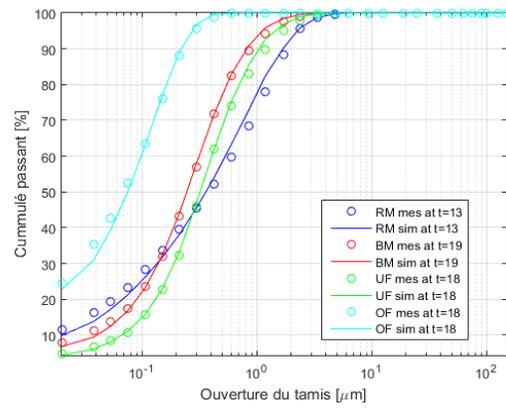


Figure 3-47 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du troisième échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon

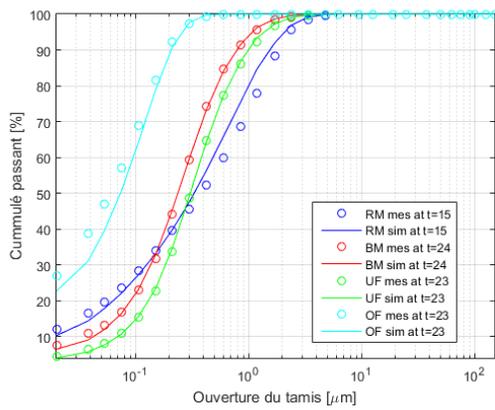


Figure 3-48 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du quatrième échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon

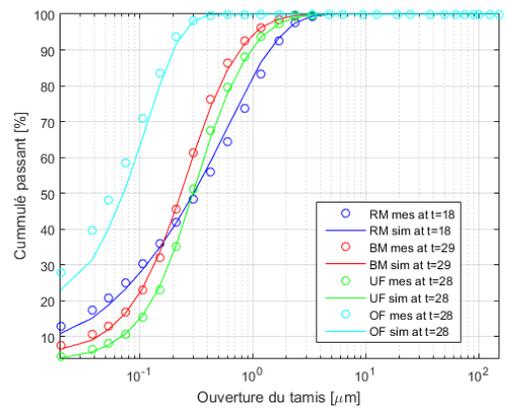


Figure 3-49 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du cinquième échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon

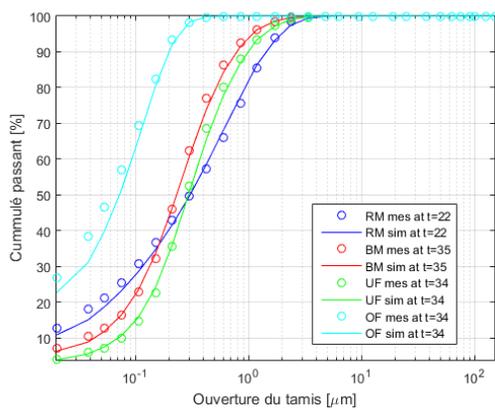


Figure 3-50 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du cinquième échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon

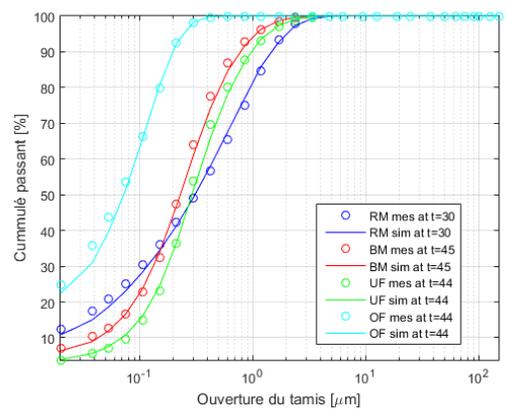


Figure 3-51 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du sixième échantillon de la réponse dynamique lors du deuxième échelon

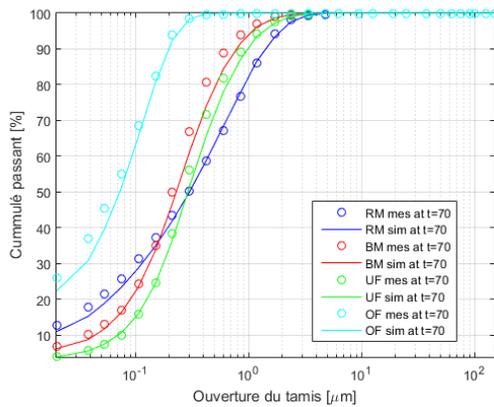


Figure 3-52 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état final lors du deuxième échelon

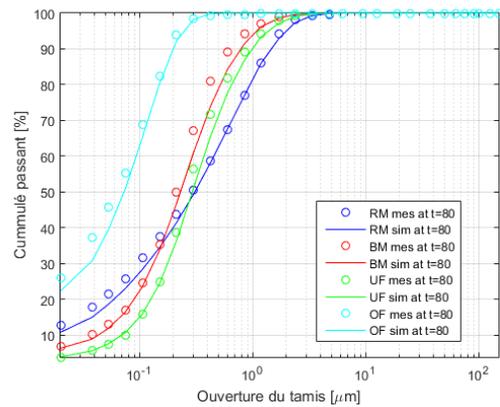


Figure 3-53 : Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du second échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état final lors du deuxième échelon

3.9.5 Troisième échelon, +50 % sur l'ouverture du concasseur à cône

Le troisième échelon correspond à une augmentation de l'ouverture du concasseur à cône de 20 à 30 mm.

Comme l'alimentation du broyeur à barres n'a été échantillonnée qu'à la fin de la campagne, la distribution initiale est inconnue et donc la variation exacte de la distribution granulométrique de l'alimentation du broyeur à barres est inconnue. La simulation se limite donc à l'état final puisque la dynamique ne peut pas être simulée.

La Figure 3-54 montre le tonnage alimenté et le tonnage de décharge du broyeur à barres ainsi que du produit du circuit de broyage. L'ajout d'eau mesuré et simulé dans la boîte de pompe se retrouve à la Figure 3-55. La diminution progressive de l'ajout d'eau mesuré s'explique par une augmentation de la charge circulante suite à l'augmentation de la grosseur des particules alimentées. Cette observation n'a pas lieu dans la simulation puisque la dimension des particules alimentées ne varie pas.

Le Figure 3-56 présente le P_{80} mesuré et simulé alors que la Figure 3-57 et la Figure 3-58 détaillent les distributions granulométriques simulées et mesurées à l'état final. Une sous-estimation du P_{80} est observée pour l'ensemble des flux. La déviation concerne principalement la quantité de grosses particules produites qui est inférieure à la mesure pour l'ensemble des flux ce qui résulte en une distribution plus fines. Il est possible que cette déviation s'explique par une fonction de broyage légèrement différente que celle déterminée lors du calibrage ou, plus probable, d'une sur estimation du taux de fragmentation des particules dans le broyeur à barre. Cette seconde hypothèse est la plus logique puisqu'une fonction de classification interne favorise la fragmentation des particules plus grossière en augmentant leur temps de résidence sous l'entrave des barres. Cette déviation est similaire à celle observée lors de l'essai en régime continu où la distribution granulométrique alimentée était aussi plus grossière que pour les deux autres essais dynamique. Comme il y avait plus de point de calibrage dans les deux essais suivant l'échelon sur le tonnage alimenté, ces résultats ont

prédominé dans le critère lors du calibrage et ainsi le modèle est moins juste pour une distribution granulométrique alimentée plus grossière.

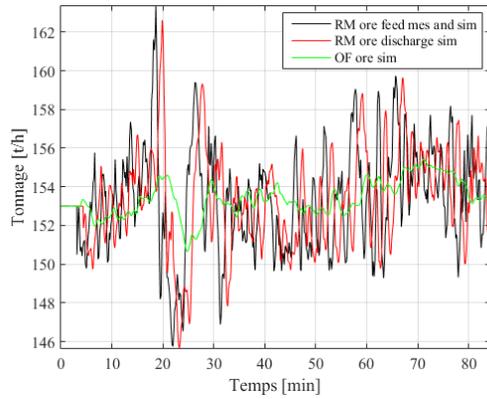


Figure 3-54: Tonnage autour du broyeur à barres et à la surverse des hydrocyclones lors du troisième échelon

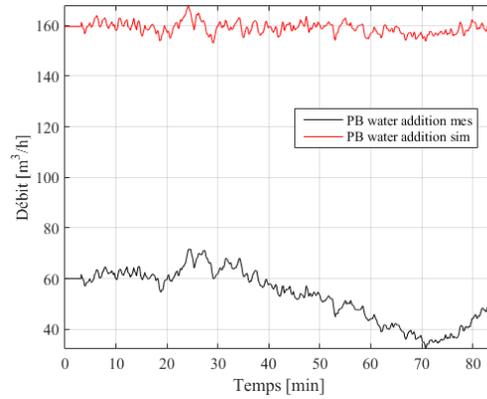


Figure 3-55: Ajouts d'eau de la boîte de pompe mesuré et simulé lors du troisième échelon

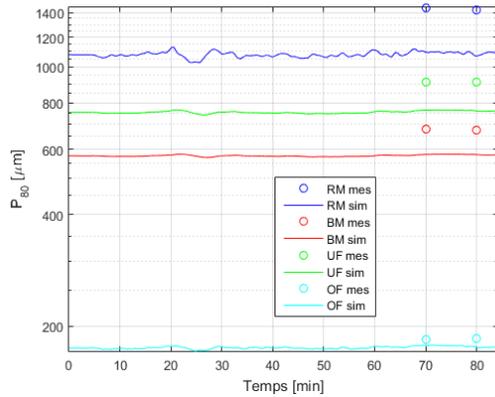


Figure 3-56: P_{80} des flux échantillonnés lors du troisième échelon

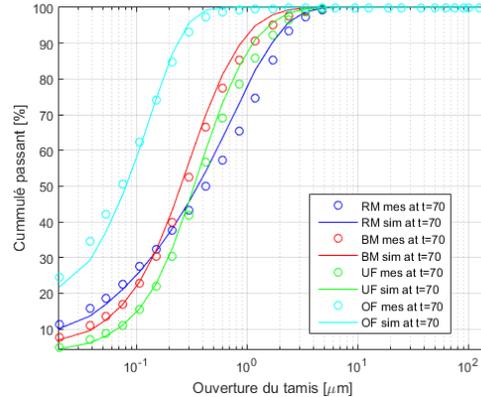


Figure 3-57: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du premier échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état final lors du troisième échelon

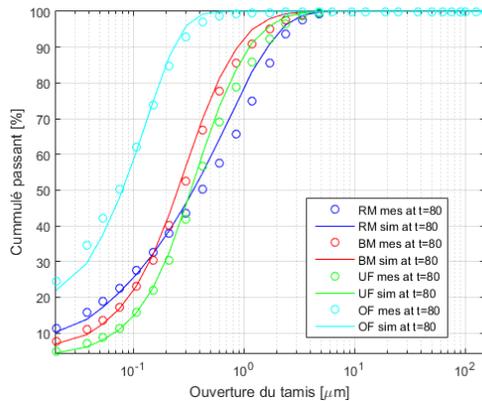


Figure 3-58: Distributions granulométriques mesurées et simulées lors du second échantillon allant dans l'échantillon composite de l'état final lors du troisième échelon

3.10 Conclusion

L'échantillonnage en usine suivi du calibrage en plusieurs étapes ont permis d'obtenir un simulateur qui représente bien la dynamique du procédé. Les réponses à l'échelon simulées sont similaires à celles observées à l'usine Niobec. Malgré les différences observées entre le modèle calibré et les mesures lors des campagnes d'échantillonnage, les deux simulations des échelons sur le tonnage d'alimentation présentent des résultats d'assez bonne qualité pour utiliser le simulateur dans des applications de contrôle de procédé. Ces deux simulations étaient essentielles afin de démontrer que le comportement dynamique du simulateur est similaire à celui du circuit étudié. Après comparaison des mesures aux résultats de simulation, la démonstration est faite que la réponse du circuit simulé aux variations des conditions d'alimentation correspond à la réalité observée en usine.

Le simulateur sera utilisé pour développer une stratégie de régulation visant à réduire l'énergie consommée par tonne traitée tout en assurant les caractéristiques du produit de surverse. Le chapitre 4 présente la stratégie actuellement en opération et celle qui est proposée ainsi que le réglage des contrôleurs PID et les performances des deux approches.

4 Développement d'une stratégie de contrôle

Le développement d'une stratégie de contrôle plus performante que celle actuellement en opération implique une caractérisation a priori pour fins de comparaison et d'évaluation.

Ce chapitre a pour objectif de présenter la stratégie de contrôle actuel et d'en proposer une plus performante afin de démontrer qu'une utilisation plus saine de l'énergie peut être faite en implantant une stratégie de régulation appropriée. La première section décrit la problématique industrielle, les objectifs de contrôle du circuit de broyage, et la stratégie de contrôle présentement en opération. La section 4.2 présente la proposition de remplacement. Suit ensuite la comparaison des performances avec le scénario d'origine.

Les modèles déterministes identifiés dans ce chapitre le sont à partir des données de simulation. L'identification des modèles est effectuée en utilisant le *system identification toolbox*TM de Matlab©. Une série d'échelons sur les variables manipulées sont effectués dans les deux directions par rapport au point d'équilibre afin de couvrir l'ensemble de la plage d'opération. La durée de ces échelons est suffisante pour atteindre un nouvel équilibre sauf dans le cas des systèmes intégrateurs, auquel cas la durée des échelons est ajustée pour conserver le procédé à l'intérieur des limites. Les données extraites sont ensuite importées dans l'*identification toolbox*TM de Matlab© et plusieurs modèles sont testés en commençant par les plus simple et en ajoutant de la complexité au besoin. Les constantes de temps sont toujours exprimées en secondes.

Le réglage des contrôleurs s'effectue ensuite en utilisant le modèle identifié. Le choix du gain proportionnel et du temps d'intégration se font en observant la réponse à l'échelon ainsi que le diagramme de Nichols afin de maintenir des marges de stabilité favorisant la robustesse au détriment de la performance. La validation du modèle déterministe utilisé se fait lors de l'application des réglages et de la comparaison de la réponse en boucle fermée entre le procédé simulé et le modèle identifié. Si les réponses sont similaires alors il est conclu que le modèle était suffisamment juste pour l'utiliser dans le choix des réglages.

4.1 Problématique industrielle

Plusieurs approches permettent de contrôler adéquatement un circuit de comminution en fonction des objectifs à atteindre. Ces objectifs sont essentiellement liés à la capacité physique des équipements, l'énergie spécifique consommée, et les spécifications du produit de broyage qui alimente les étapes en aval. Généralement, un compromis entre les trois doit être fait. Dans le cas du concentrateur de la mine Niobec, les objectifs sont

1. le maintien du P_{80} du circuit de broyage à une valeur cible constante et,
2. la maximisation du tonnage traité.

Le tonnage maximum traité est directement contraint par la charge circulante maximale que le circuit peut admettre. La limite provient de la capacité volumique de l'alimentation du broyeur à boulets. Celle-ci est d'environ

mille tonnes par heure. L'augmentation du tonnage traité mène nécessairement à une réduction de l'énergie spécifique consommée puisque la puissance consommée est peu influencée par le débit de minerai broyé. L'énergie est principalement consommée par le relevage de la charge de corps broyant. Le maintien d'une distribution granulométrique du produit de broyage constante signifie que les variations dans l'alimentation du circuit doivent avoir un impact minimal sur le flux de surverse des hydrocyclones. La seule option est donc que cette variation soit amortie par la charge circulante du circuit, soit la sousverse des hydrocyclones. Le réglage des contrôleurs vise une bonne robustesse du contrôle du tonnage alimenté et une pleine utilisation de la boîte de pompe afin d'amortir les perturbations. Celles-ci doivent être rapidement amorties dans la charge circulante. Il faut donc s'attendre à une augmentation de la variabilité de la charge circulante. Cette variabilité se traduira autant dans le tonnage de la charge circulante que le pourcentage solide de l'alimentation des hydrocyclones. Le Tableau 4-1 présente les variables mesurées du circuit industriel étudié, le Tableau 4-2 les variables manipulées, et le Tableau 4-3 les perturbations. Le circuit industriel est présenté au chapitre 3.

Tableau 4-1: Variables mesurées du circuit industriel

| Variables mesurées | Unités |
|--------------------------------------|-------------------|
| Tonnage d'alimentation | t/h |
| Ajout d'eau au broyeur à barres (RM) | m ³ /h |
| Puissance RM | kWh |
| Niveau boîte de pompe | % |
| Ajout d'eau boîte de pompe | m ³ /h |
| Débit vers hydrocyclones | m ³ /h |
| Densité vers hydrocyclones | % |
| Pression des hydrocyclones | psi |
| Puissance du broyeur à boulet (BM) | kPa |

Tableau 4-2: Variables manipulées du circuit industriel

| Variables manipulées | Unités |
|--|---------------|
| Tonnage alimenté | t/h |
| Ouverture de la valve d'ajout d'eau RM | % |
| Ouverture de la valve d'ajout d'eau boîte de pompe | % |
| Vitesse de la pompe | rpm |

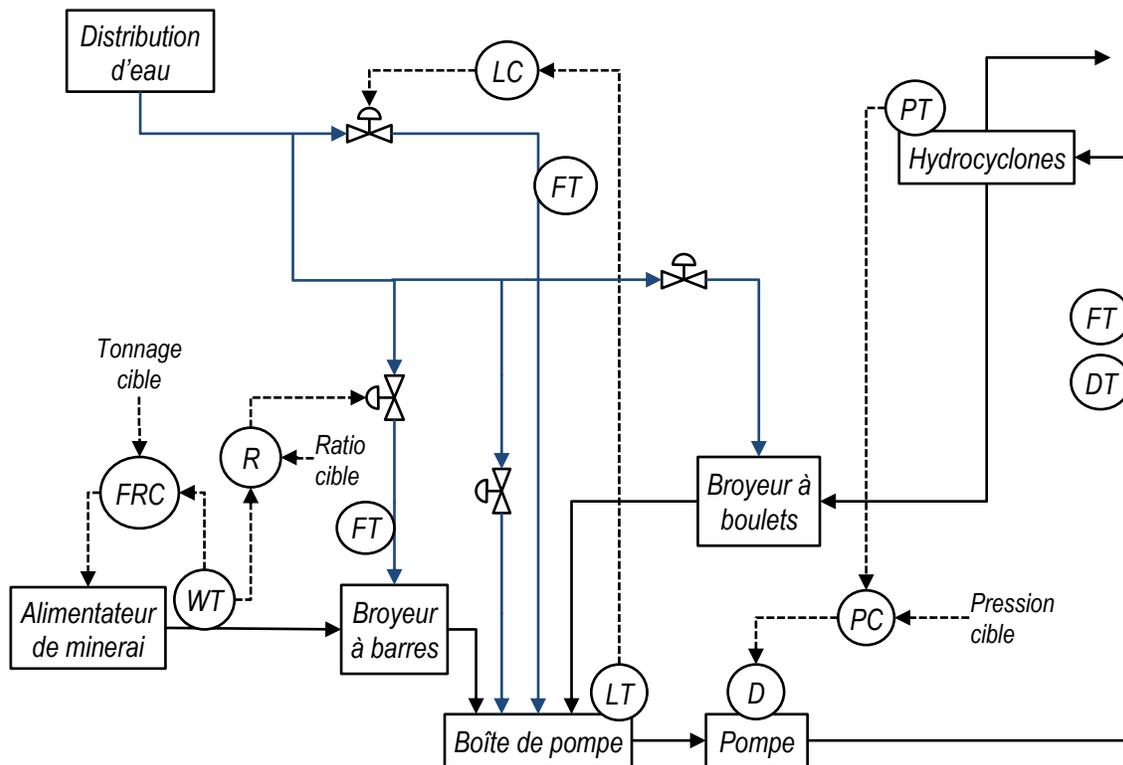
Tableau 4-3: Perturbations du circuit industriel

| Perturbations | Unités |
|---|-------------------|
| Dureté du minerai alimenté | kWh/t |
| Distribution granulométrique du minerai alimenté (F ₈₀) | µm |
| Masse volumique du minerai alimenté | kg/m ³ |
| Ajout d'eau au trommel du RM | m ³ /h |
| Ajout d'eau boîte de pompe | m ³ /h |
| Ajout d'eau du trommel du BM | m ³ /h |
| Ajour d'eau au BM | m ³ /h |

La masse volumique du minerai alimenté et les ajouts d'eau aux trommels du broyeur à barres et du broyeur à boulets ont été maintenu fixes durant les simulations.

4.1.1 Stratégie de contrôle actuelle

La stratégie de contrôle actuellement en fonction, schématisée à la Figure 4-1, vise à maintenir la pression d'opération des hydrocyclones en ajustant le débit d'alimentation. Le niveau de pulpe dans la boîte de pompe est régulé en modulant l'ajout d'eau. Cette stratégie performe bien pour maintenir le circuit à un point d'opération bien défini. À un tonnage d'alimentation fixe, correspond une pression d'opération des hydrocyclones qui assure un produit de surverse à dimension adéquate malgré la variabilité du minerai alimenté. La problématique est que le produit de surverse est alors fortement influencé par le tonnage alimenté et comme celui-ci est fixé manuellement, le circuit n'est pas utilisé à sa pleine capacité en tout temps.



WT : Balance et transmetteur
 FT : Débitmètre et transmetteur
 DT : Densimètre et transmetteur
 LT : Capteur de niveau et transmetteur
 D : Vitesse de la pompe
 PT : Transmetteur de pression

FRC : Contrôleur de débit d'alimentation
 FC : Contrôleur de débit d'ajout d'eau à la boîte de pompe
 PC : Contrôleur de pression d'alimentation des hydrocyclones
 LC : Contrôleur de niveau de la boîte de pompe
 R : Ratio eau/solide d'alimentation du broyeur à barres

Figure 4-1: Diagramme fonctionnel de la stratégie de contrôle actuelle

Les résultats de simulation diffèrent légèrement des observations en usine due au comportement de la boîte de pompe qui ne peut être simulé précisément. Celle-ci subit de la sédimentation importante qui entraîne un collage du capteur de niveau causant des dépassements et des oscillations dans la boucle de contrôle correspondante. Il s'agit d'un problème de conception qui nécessiterait des correctifs pour éviter l'accumulation de matière. Les observations sur le terrain montrent un niveau dans la boîte de pompe très variable diminuant sous le niveau

limite alors que le niveau est adéquatement contrôlé en simulation. Bien que la configuration d'un délai de réponse, d'hystérésis et de collage soit possible, les modèles ne reproduisent pas dans leur calibrage actuel les imperfections mécaniques de ce type.

4.1.1.1 Contrôle du niveau de la boîte de pompe

Le contrôle du niveau se fait via l'ajout d'eau à la boîte de pompe tel que montré à la Figure 4-2.

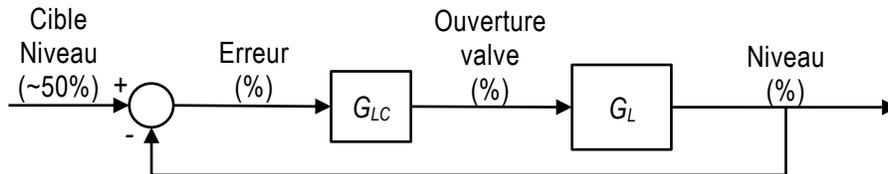


Figure 4-2: Schéma bloc de la boucle de régulation du niveau de la boîte de pompe (LC)

La fonction de transfert du procédé entre l'ouverture de la valve d'ajout d'eau et le niveau est

$$G_L = \frac{K_{IL}}{s} = \frac{0.001837}{s} \quad 4.1$$

La Figure 4-3 montre les essais d'identification et compare la sortie calibré G_L avec la mesure.

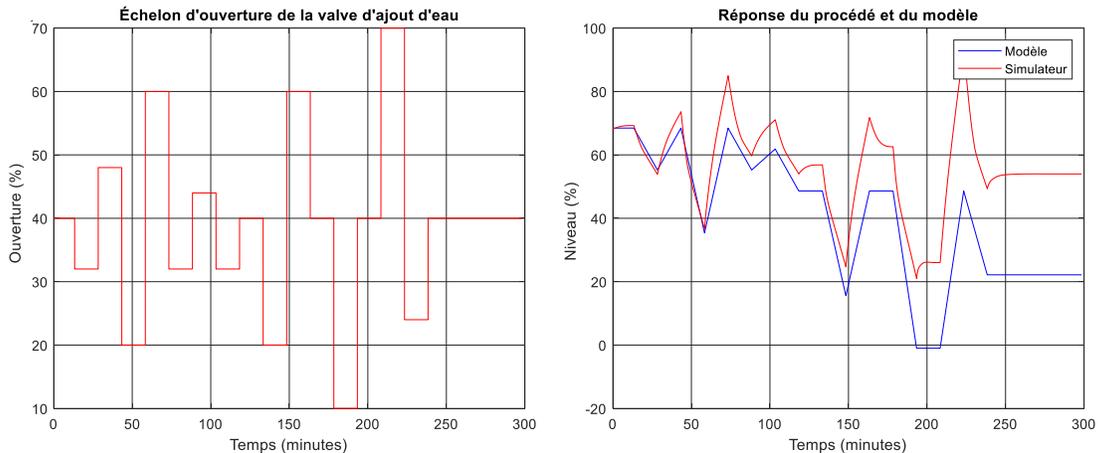


Figure 4-3: Identification de la relation entre le niveau et l'ouverture de la valve d'ajout d'eau

La réponse du modèle diffère légèrement de celle du procédé par l'accentuation du biais entre la mesure et la prédiction à chacun des échelons sur l'ouverture de la valve d'ajout d'eau. La divergence observée est causée par une asymétrie de la réponse de la charge circulante lorsque la densité d'alimentation des hydrocyclones varie et accentuée par le procédé intégrateur. La dynamique de la réponse est toutefois bien représentée par le modèle.

La fonction de transfert du contrôleur de niveau est :

$$G_{LC} = \frac{K_{LC}(\tau_{IL}s + 1)}{\tau_{IL}s} = \frac{1(1080s + 1)}{1080s} \quad 4.2$$

Le réglage du contrôleur principal est basé sur une marge de phase de 65° et un gain proportionnel fixé à $K_{CL} = 1.5$ correspondant à une action proportionnelle de 15 % d'ouverture pour une erreur de consigne de 10 %. Ce réglage peu agressif permet d'absorber les variations brusques de débit avec la boîte de pompe tout en maintenant le niveau à la cible. La constante de temps de la boucle fermée résultant du choix du gain est de 18 minutes. La Figure 4-4 montre la réponse en fréquence des boucles ouvertes et fermées sous forme de diagramme de Nichols ainsi que la réponse à l'échelon de consigne de la boucle de contrôle.

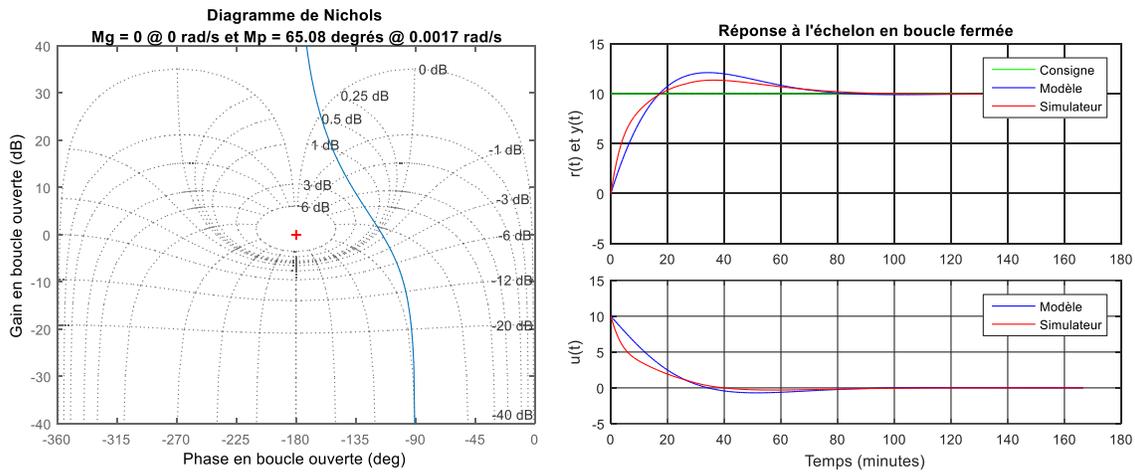


Figure 4-4: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée du contrôleur de niveau (LC).

4.1.1.2 Contrôle de l'ajout d'eau au broyeur à barres

L'ajout d'eau au broyeur à barres est déterminé par un ratio entre le tonnage alimenté et l'ouverture de la valve tel que montré à la Figure 4-5.

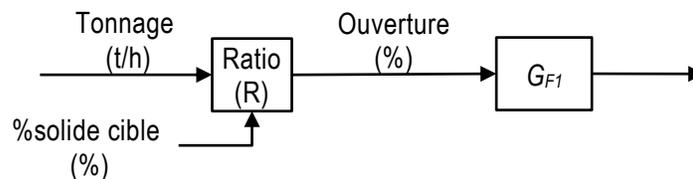


Figure 4-5: Schéma bloc du régulateur d'ajout d'eau au broyeur à barres (R)

L'équation permettant de calculer le ratio désiré en fonction de la concentration solide voulue à l'alimentation du broyeur à barres est :

$$R = \frac{(100 - C)}{C} \quad 4.3$$

où C est la concentration solide massique. Comme le débit disponible est de $100 \text{ m}^3/\text{h}$ et que la relation est linéaire entre l'ouverture de la valve en pourcentage et le débit de sortie, le ratio calculé à l'équation 4.3 correspond directement à l'ouverture désirée en pourcentage.

4.1.1.3 Contrôle de la pression aux hydrocyclones

Le contrôle de la pression des hydrocyclones se fait via le débit donné par la pompe tel que montré à la Figure 4-6.

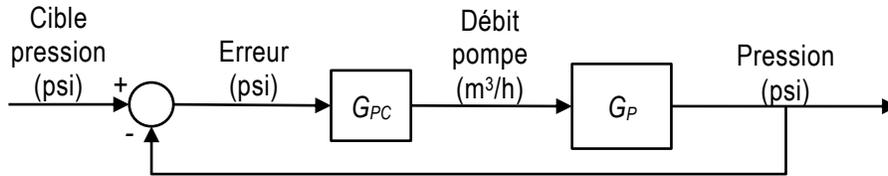


Figure 4-6: Schéma bloc de la boucle de régulation de la pression d'alimentation des hydrocyclones (PC)

La fonction de transfert du procédé entre la consigne de débit vers les hydrocyclones et la pression mesurée est donnée par :

$$G_P = \frac{0,0197}{6,3s + 1} e^{-13s} \quad 4.4$$

La Figure 4-7 montre les essais d'identification et compare la sortie du modèle calibré G_P avec la sortie mesurée pour l'ensemble de la plage d'identification sur la figure du haut et limité au premier échelon sur la figure du bas. Le modèle de premier ordre a été privilégié ici pour sa simplicité puisqu'il donne la meilleure correspondance comparativement aux modèles d'ordre plus élevé pour le décollage, même s'il ne permet pas de capturer le dépassement.

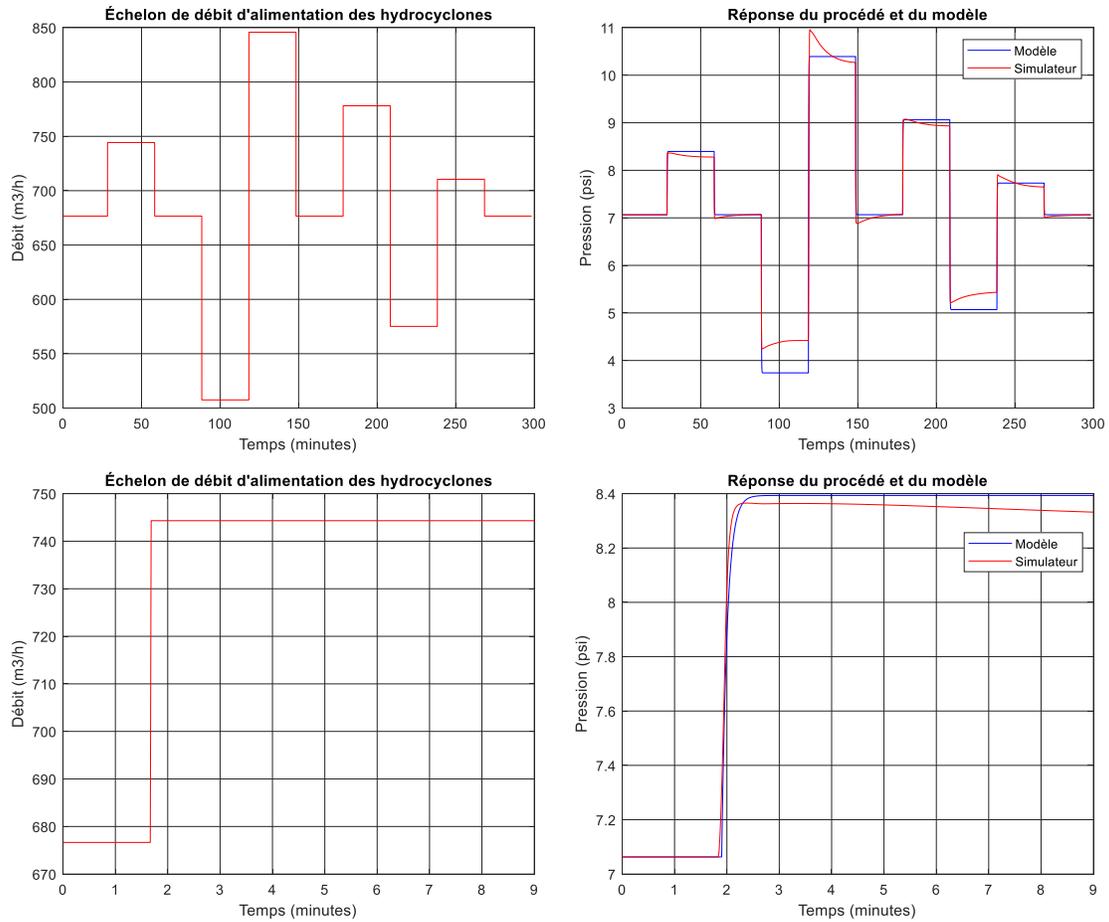


Figure 4-7: Identification de la relation entre le niveau et l'ouverture de la valve d'ajout d'eau

Le contrôleur de pression est réglé à partir du modèle de premier ordre, défini à l'équation 4.4. Le temps d'intégration est similaire à la constante de temps du modèle, arrondi à 7 secondes pour donner une légère marge d'erreur. Le gain proportionnel est choisi afin d'obtenir une marge de phase de 60 degrés dans l'objectif de limiter le dépassement. La Figure 4-8 montre la réponse en fréquence de la boucle ouverte et fermée sous forme de diagramme de Nichols ainsi que la réponse à l'échelon de consigne de la boucle de contrôle. La fonction de transfert du contrôleur de pression est :

$$G_{PC} = \frac{K_{LC}(\tau_{IL}s + 1)}{\tau_{IL}s} = \frac{15(7s + 1)}{7s} \quad 4.5$$

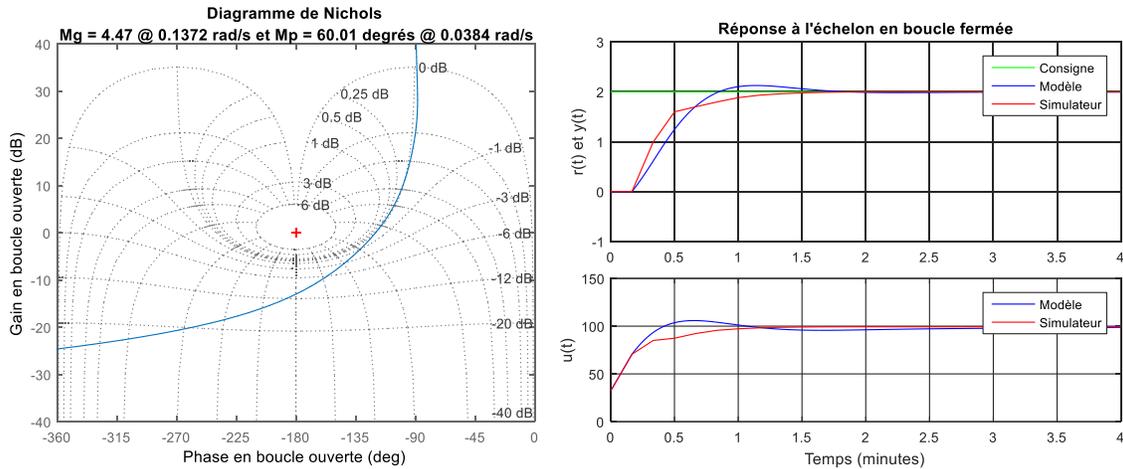


Figure 4-8: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée du contrôleur de pression (PC).

4.2 Définition de la stratégie proposée

La stratégie développée sur Matlab/Simulink® vise à augmenter le tonnage alimenté tout en respectant la spécification du P_{80} cible de la surverse de $150 \mu\text{m}$ ainsi que les contraintes d'opération telles que :

- la concentration solide massique maximale d'alimentation des hydrocyclones fixée à 73 %,
- le niveau maintenu à l'intérieur de 35 % et 75 % dans la boîte de pompe, et
- le débit d'alimentation du broyeur à boulets limité à 1000 tph.

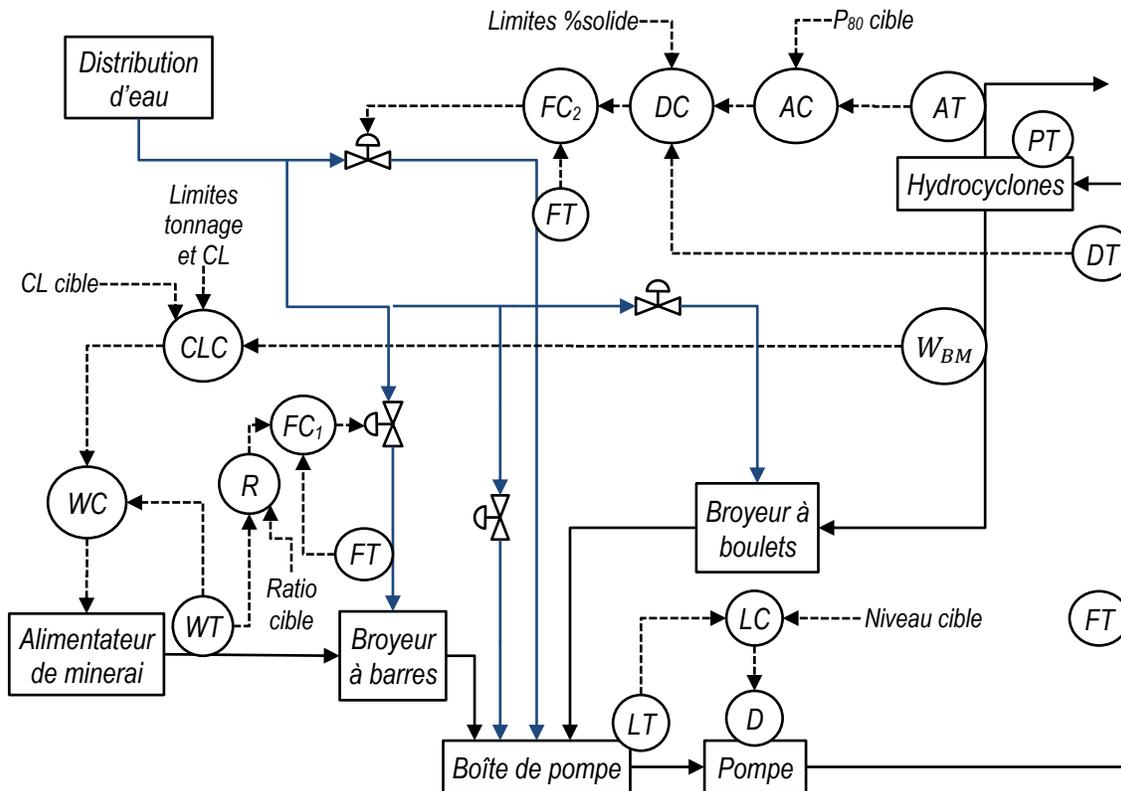
La stratégie est conçue en posant l'hypothèse que les caractéristiques des flux peuvent être connues moyennant l'installation des capteurs adaptés. Par contre l'implantation et l'entretien par le personnel local doivent rester relativement simples. L'utilisation de contrôleur PID est privilégiée par rapport aux techniques plus avancées mettant à profit le contrôle prédictif multivariable, la commande modale ou la logique floue.

Contrôle cascade avec saturation

La stratégie de contrôle employant des contrôleurs cascades avec saturation est montrée à la Figure 4-9. Celle-ci est principalement constituée de quatre boucles de contrôles :

1. le contrôle du niveau de la boîte de pompe,
2. le contrôle de l'ajout d'eau au broyeur à barres,
3. le contrôle du P_{80} de surverse des hydrocyclones et,
4. le contrôle du tonnage de la charge circulante.

En plus de ces quatre boucles de contrôle, un contrôle du tonnage alimenté, de l'ajout d'eau à la boîte de pompe ainsi que du pourcentage solide d'alimentation des hydrocyclones est nécessaire. L'identification du procédé et le réglage des boucles de contrôle sont présentés dans les sections 4.2.1.1 à 4.2.1.6.



WT : Balance et transmetteur

LT : Contrôleur de niveau

W_{BM} : Tonnage calculé vers le broyeur à boulet

FT : Débitmètre et transmetteur

DT : Densimètre et transmetteur

AT : Capteur de distribution granulométrique et transmetteur

LT : Transmetteur de niveau

D : Vitesse de la pompe

PT : Transmetteur de pression

CLC : Contrôleur de charge circulante

LC : Contrôleur de niveau de la boîte de pompe

FC₁ : Contrôleur de débit d'eau au broyeur à barres

FC₂ : Contrôleur de débit d'ajout d'eau à la boîte de pompe

DC : Contrôleur de %solide alimenté aux hydrocyclones

AC : Contrôleur de P_{80} de surverse

WC : Contrôleur de tonnage d'alimentation du circuit

R : Ratio eau/solide d'alimentation du broyeur à barres

Figure 4-9: Diagramme fonctionnel de la stratégie proposée implanter en utilisant des contrôleurs en cascade avec saturation

4.2.1.1 Contrôle du niveau de la boîte de pompe

La boucle de régulation du niveau dans la boîte de pompe par la variation du débit de sortie demandé à la pompe est montrée à la Figure 4-10. Celle-ci permet un contrôle souple et robuste du niveau autour d'une consigne de 60 % tout en maintenant le niveau à l'intérieur de limites physique à l'aide de contrôleurs plus agressifs.

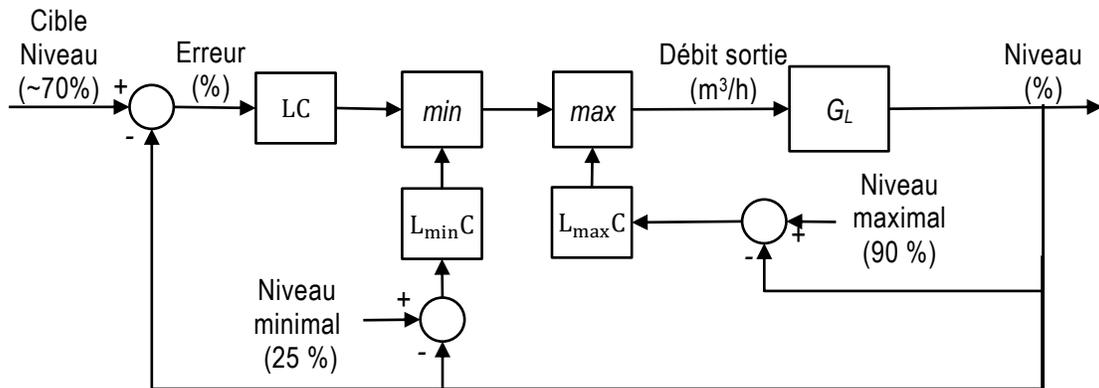


Figure 4-10: Schéma bloc de la boucle de régulation du niveau de la boîte de pompe (LC)

Les contrôleurs $L_{max}C$ et $L_{min}C$ assurent le maintien du niveau aux limites inférieures et supérieures d'opération en prenant le contrôle du débit de sortie lorsque leur action est de plus grande ampleur que celle du contrôleur principal LC . En opération stable, le niveau se maintiendra autour du niveau cible et les deux contrôleurs $L_{max}C$ et $L_{min}C$ ayant pour consigne les limites inférieures et supérieures verront leur actions tendre vers la limite inférieure ou supérieure de la sortie du contrôleur. Ce comportement est conditionnel à ce que les contrôleurs $L_{max}C$ et $L_{min}C$ soient réglés plus agressivement que le contrôleur LC . Lorsque le niveau se rapprochera d'une limite, le contrôleur plus agressif verra son action plus importante prendre le relais sur celle du contrôleur principal.

La fonction de transfert du procédé entre le débit demandé à la pompe et le niveau est

$$G_L = \frac{K_{IL}}{s} = \frac{-0.000382}{s} \quad 4.6$$

La Figure 4-11 montre les essais d'identification et compare la sortie du modèle calibré G_L avec la sortie mesurée.

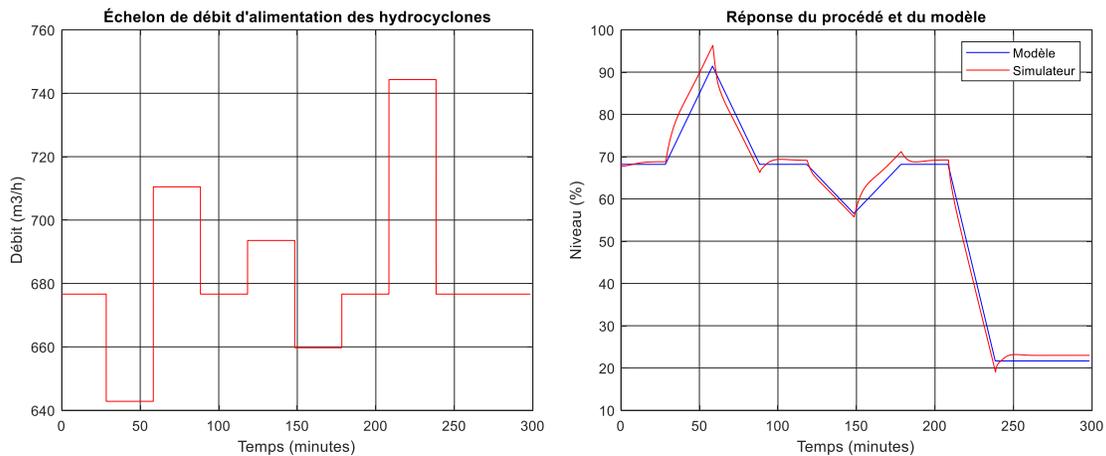


Figure 4-11: Identification de la relation entre le niveau et le débit demandé à la pompe

Le réglage du contrôleur principal est basé sur un dépassement de 10 % lors d'un échelon sur la consigne en boucle fermée. Le gain proportionnel $K_{CL} = 3.4$ correspond à une action proportionnelle de 5 % du point

d'opération (676 m³/h) pour une erreur de consigne de 10 %. Le temps d'intégration est ajusté pour atteindre le dépassement désiré ce qui résulte en une marge de phase de 73°. La Figure 4-12 montre la réponse en fréquence des boucles ouvertes et fermées sous forme de diagramme de Nichols ainsi que la réponse à l'échelon de consigne de la boucle de contrôle. La fonction de transfert du contrôleur de niveau est

$$G_{LC} = \frac{K_{LC}(\tau_{IL}s + 1)}{\tau_{IL}s} = \frac{3,4(2400 + 1)}{2400s} \quad 4.7$$

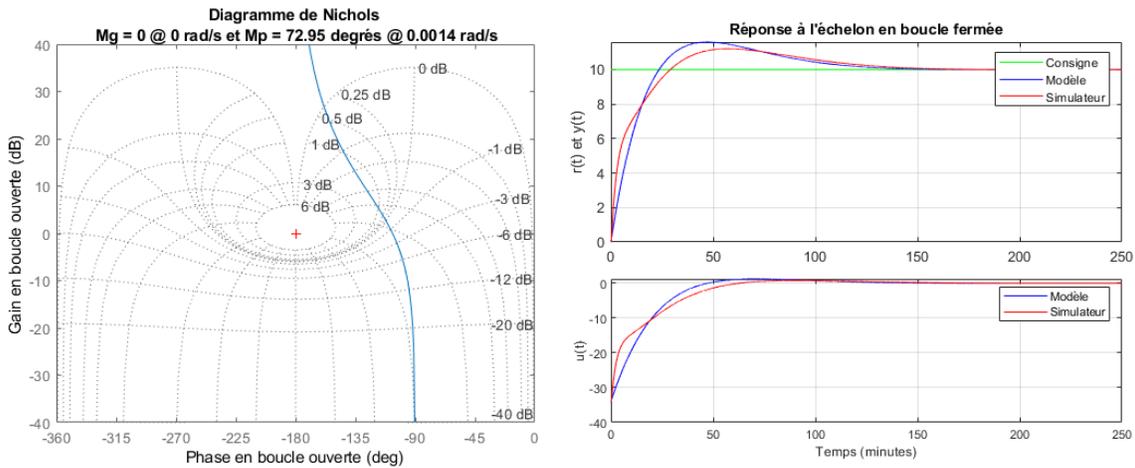


Figure 4-12: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée du contrôleur de niveau (LC).

Les contrôleurs $L_{max}C$ et $L_{min}C$ assurent le maintien du niveau lorsque celui atteint les limites par un gain proportionnel de 6.5 et un temps d'intégration de 10 minutes pour une marge de phase de 60°. La Figure 4-13 montre la réponse en fréquence des boucles ouvertes et fermées sous forme de diagramme de Nichols ainsi que la réponse à l'échelon de consigne de la boucle de contrôle. La fonction de transfert des contrôleurs de niveau limite est

$$G_{L_{min}C} = G_{L_{max}C} = \frac{K_{CL}(\tau_{IL}s + 1)}{\tau_{IL}s} = \frac{6,5(600s + 1)}{600s} \quad 4.8$$

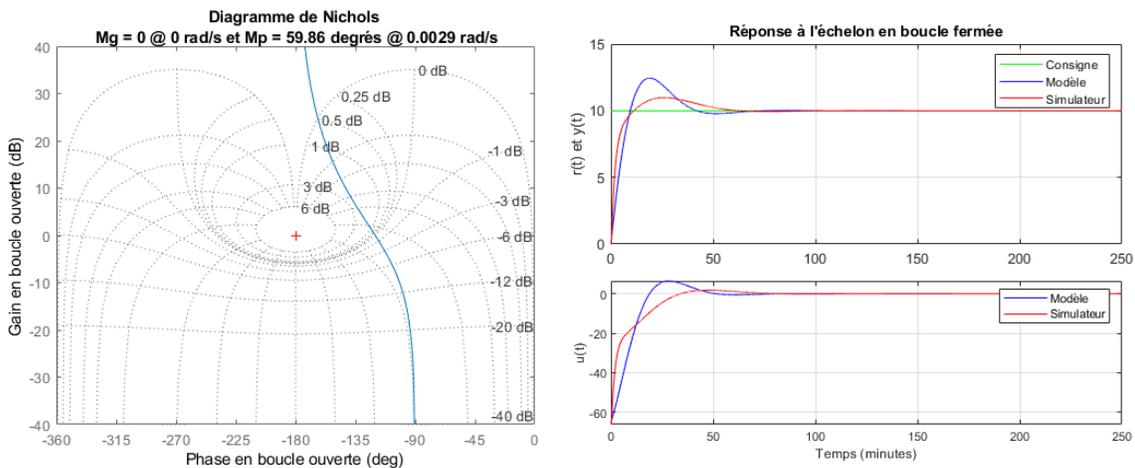


Figure 4-13: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée des contrôleurs de niveau ($L_{min}C$ et $L_{max}C$).

4.2.1.2 Contrôle de l'ajout d'eau au broyeur à barres

L'ajout d'eau au broyeur à barres est régulé par une boucle cascade, montrée à la Figure 4-14, dont le contrôleur externe est un ratio basé sur la concentration solide massique désirée à l'alimentation du broyeur à barres et donnant la consigne de débit d'alimentation en eau. La boucle interne régule le débit d'eau alimenté en utilisant le débitmètre situé en amont de la valve.

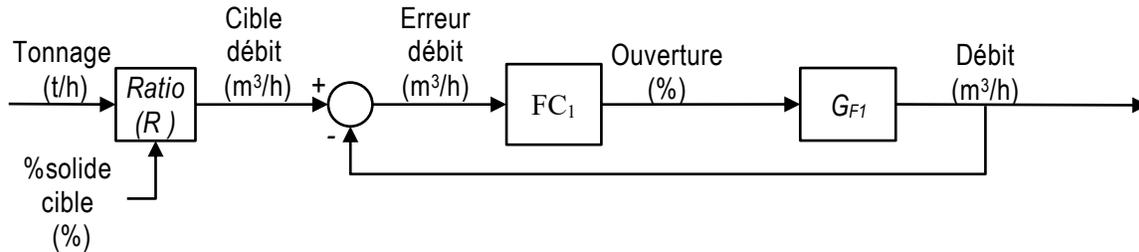


Figure 4-14: Schéma bloc du régulateur d'ajout d'eau au broyeur à barres (R et FC_1)

Le modèle de la valve d'ajout d'eau est linéaire avec une constante de temps de 3 secondes et un gain entre le débit et l'ouverture qui dépend du débit disponible. Dans le cas de l'alimentation du broyeur à barres, le débit disponible estimé est de $100 \text{ m}^3/\text{h}$ ce qui résulte en un gain de 1. La fonction de transfert de la valve d'ajout d'eau du broyeur à barres est :

$$G_{F1} = \frac{1}{3s + 1} \quad 4.9$$

Le contrôleur de débit est réglé par annulation des pôles afin de répondre deux fois plus lentement que le procédé en boucle ouverte ce qui entraîne un gain proportionnel de 0.5 et une constante de temps de 3 secondes tel que :

$$G_{FC1} = \frac{K_{CL}(\tau_{IF1}s + 1)}{\tau_{IF1}s} = \frac{0.5(3s + 1)}{3s} \quad 4.10$$

Cette spécification plus lente a été choisie afin d'économiser l'actionneur de la vanne puisque la boucle est déjà très rapide par rapport à la dynamique du procédé. L'équation 4.3 permet de calculer le ratio désiré en fonction de la concentration solide voulue.

4.2.1.3 Contrôle de l'ajout d'eau de la boîte de pompe

Le modèle de la valve d'ajout d'eau de la boîte de pompe est similaire à celui de la valve d'ajout d'eau du broyeur à barres avec un débit disponible estimé de $300 \text{ m}^3/\text{h}$ qui entraîne un gain de 3. La fonction de transfert de la valve d'ajout d'eau du broyeur à barres est :

$$G_{F2} = \frac{3}{3s + 1} \quad 4.11$$

Le contrôleur de débit est réglé par annulation des pôles afin de répondre deux fois plus lentement que le procédé en boucle ouverte ce qui entraîne un gain proportionnel de 1/6 et une constante de temps de 3 secondes tel que :

$$G_{FC_2} = \frac{K_{CL}(\tau_{IF_2}s + 1)}{\tau_{IF_2}s} = \frac{1}{6} \frac{(3s + 1)}{3s} \quad 4.12$$

4.2.1.4 Contrôle du pourcentage solide d'alimentation des hydrocyclones

Le contrôle du pourcentage solide de l'alimentation des hydrocyclones se fait via le débit d'eau ajouté à la boîte de pompe tel que montrer à la Figure 4-6.

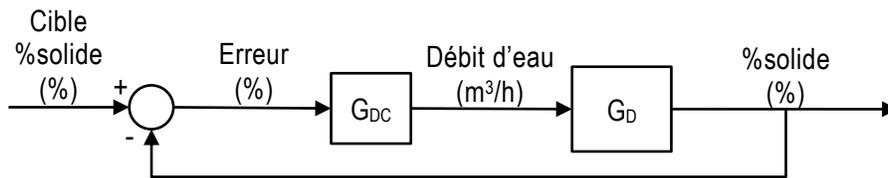


Figure 4-15: Schéma bloc de la boucle de régulation du pourcentage solide d'alimentation des hydrocyclones (PC)

La fonction de transfert du procédé entre la consigne d'ajout d'eau dans la boîte de pompe et le pourcentage solide d'alimentation des hydrocyclones est donnée par :

$$G_D = \frac{-0,0415(931s + 1)}{(574s + 1)(124s + 1)} e^{-2s} \quad 4.13$$

La Figure 4-16 montre les essais d'identification et compare la sortie modèle calibré G_p avec la sortie mesurée pour l'ensemble de la plage d'identification.

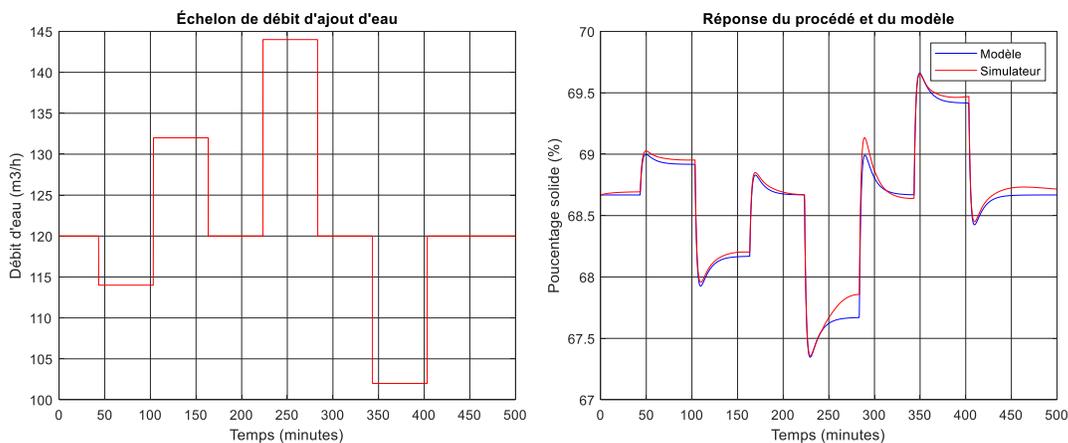


Figure 4-16: Identification de la relation entre le niveau et l'ouverture de la valve d'ajout d'eau

Le contrôleur de pourcentage solide est réglé afin d'obtenir un compromis adéquat entre l'agressivité des variations de débit d'ajout d'eau dans la boîte de pompe et le maintien du pourcentage solide d'alimentation des hydrocyclones. Les principales perturbations de la densité d'alimentation attendue en situation d'opération normale sont liées aux variations de la charge circulante causées par les variations des caractéristiques du

mineraï. Étant donné que les perturbations de la charge circulante sont de par nature assez lente, le contrôleur de pourcentage solide d'alimentation des hydrocyclones n'a pas besoin d'être réglé de façon agressive afin d'amortir la perturbation. Le gain proportionnel est choisi afin d'obtenir une action correspondant à 80 % de l'inverse du gain de procédé. La constante de temps est ensuite déterminée afin d'obtenir une réponse sans dépassement. La Figure 4-17 montre la réponse en fréquence des boucles ouvertes sous forme de diagramme de Nichols ainsi que la réponse à l'échelon de consigne de la boucle de contrôle. La fonction de transfert du contrôleur de pourcentage solide d'alimentation des hydrocyclones est :

$$G_{DC} = \frac{K_{LC}(\tau_{IL}s + 1)}{\tau_{IL}s} = \frac{-19(248s + 1)}{248s} \quad 4.14$$

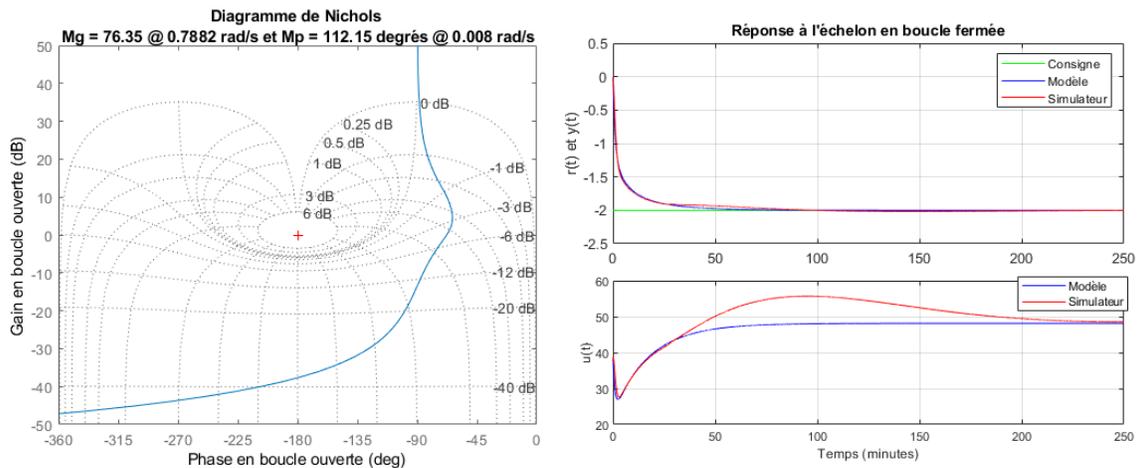


Figure 4-17: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée du contrôleur de pourcentage solide d'alimentation d'hydrocyclones(DC).

Le réglage choisi résulte en une marge de gain de 76 et une marge de phase de 112 degrés confirmant la robustesse élevée de ce choix.

4.2.1.5 Contrôle du P_{80} de surverse des hydrocyclones

Le contrôle du P_{80} de surverse s'effectue en cascade avec le contrôle de densité d'alimentation d'hydrocyclones et de débit d'alimentation. Le schéma bloc du contrôleur est montré à la Figure 4-18. La boucle de contrôle cascade de régulation du pourcentage solide d'alimentation des hydrocyclones est constituée des contrôleurs présenter aux sections 4.2.1.3 et 4.2.1.4. La boucle intermédiaire de régulation de la densité est la même que celle définie à l'équation 4.14.

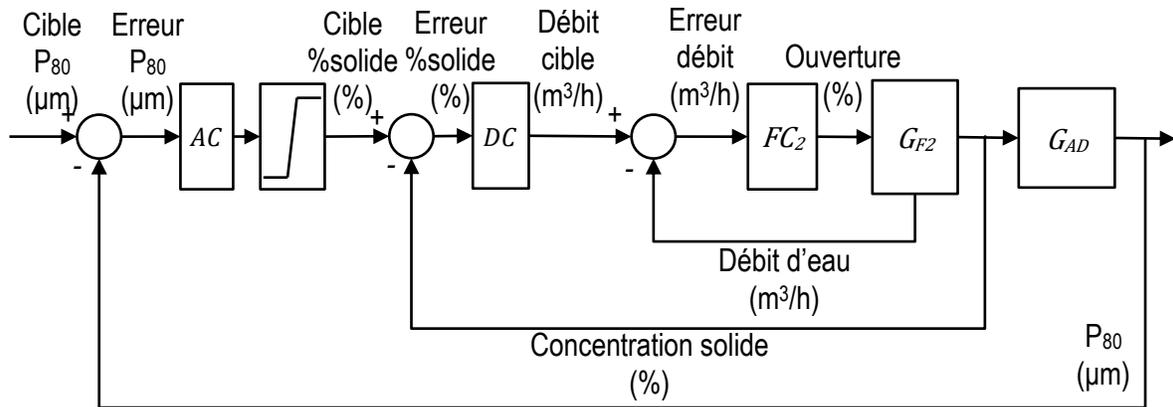


Figure 4-18: Schéma bloc du contrôleur de P_{80} de la surverse des hydrocyclones par le contrôle de la densité d'alimentation aux hydrocyclones

La boucle externe de régulation du P_{80} de surverse des hydrocyclones présente des limites à la sortie afin de respecter la densité maximale de ~73 % solide. Une stratégie de commande anti saturation de l'actionneur doit être mise en place afin d'assurer le maintien des performances du contrôleur. Le modèle entre la cible de densité et le P_{80} est défini par:

$$G_A = \frac{12.29}{(101s + 1)} e^{-12s} \quad 4.15$$

La Figure 4-19 montre les essais d'identification et compare la sortie du modèle calibré G_A avec la sortie mesurée pour l'ensemble de la plage d'identification sur la figure du haut et limité au premier échelon sur la figure du bas. Il apparaît que le modèle montre un départ légèrement plus rapide que le simulateur. Il a toutefois été décidé de conserver ce modèle pour faire les réglages puisque les performances obtenues étaient satisfaisantes et les réponses en boucle fermée équivalentes. De plus le modèle de premier ordre représente mieux le décollage présenté sur la figure du bas que des modèles avec d'ordre plus élevé avec un zéro.

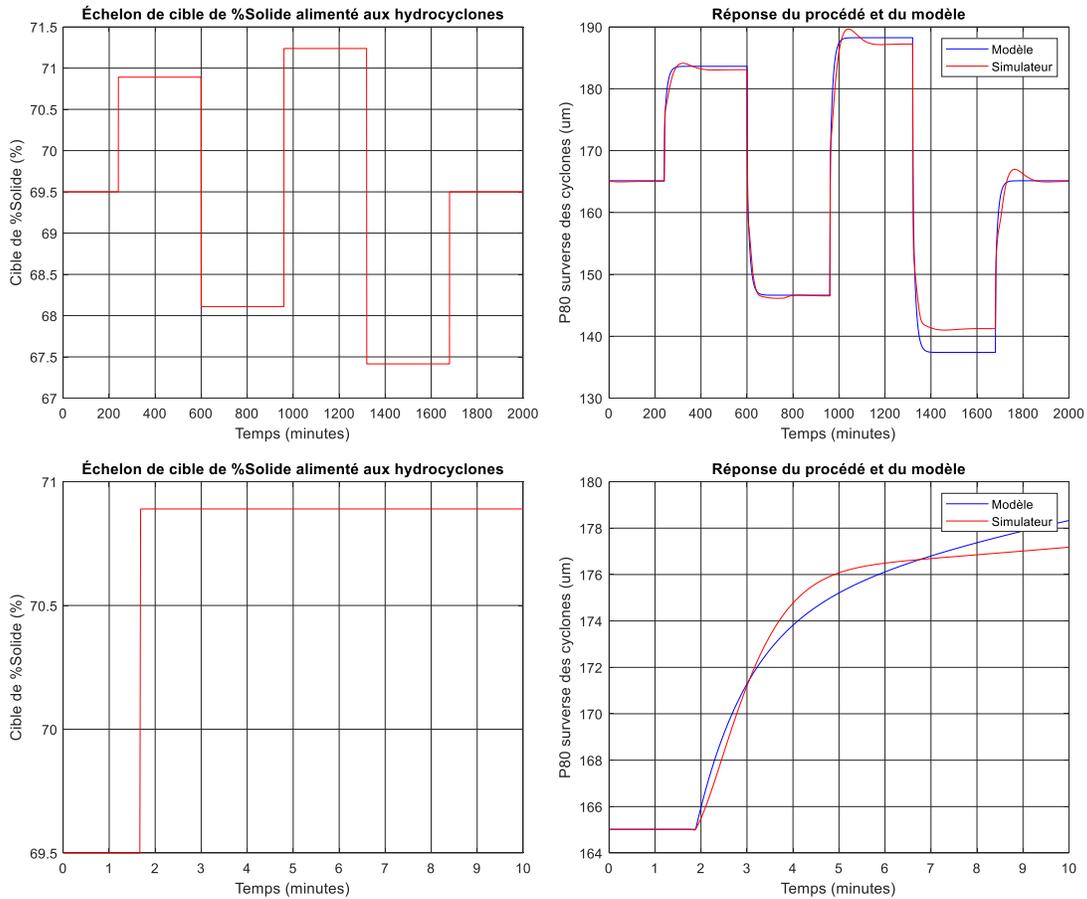


Figure 4-19 : Identification de la relation entre le P80 de surverse des hydrocyclones et la cible de densité d'alimentation des hydrocyclones.

Le contrôleur de P₈₀ est réglé avec un temps d'intégration de 600 secondes afin d'être un peu plus de deux fois plus lent que la boucle interne. Le gain a été sélectionné afin d'obtenir une réponse sans dépassement tout en obtenant une réponse rapide. La Figure 4-20 montre la réponse en fréquence des boucles ouvertes sous forme de diagramme de Nichols, ainsi que la réponse à l'échelon de consigne de la boucle de contrôle. La fonction de transfert du contrôleur est donnée par :

$$G_{AC} = \frac{K_{AC}(\tau_{AC}s + 1)}{\tau_{AC}s} = \frac{0.12(600s + 1)}{600s} \quad 4.16$$

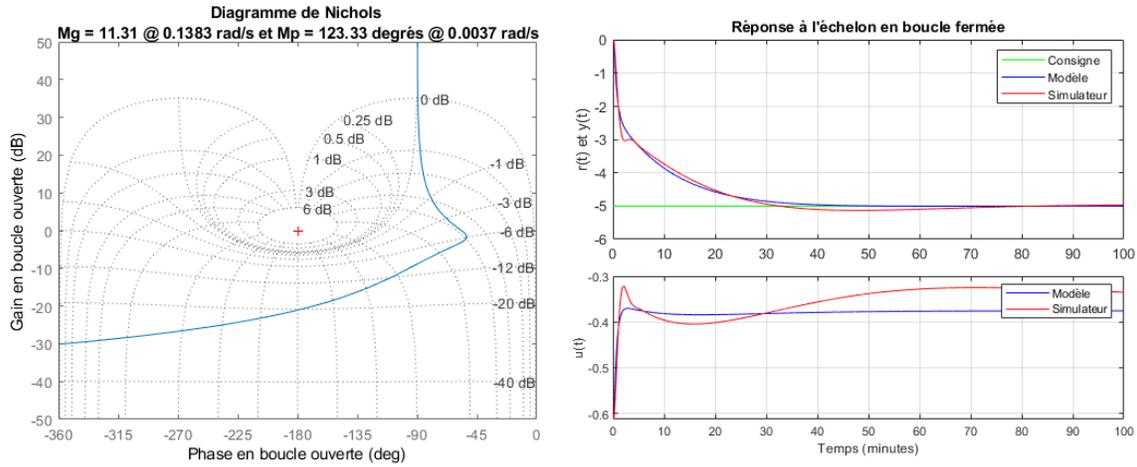


Figure 4-20: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée du contrôleur de P_{80} par la densité (AC).

Le réglage choisi résulte en une marge de gain de 11,3 et une marge de phase de 123 degrés confirmant la robustesse élevée de ce choix. La réponse en simulation est légèrement différente de celle du modèle toutefois, le temps de réponse est similaire. La réponse initiale est plus rapide causant un départ d'oscillation suivi de son amortissement.

4.2.1.6 Contrôle du tonnage d'alimentation

Le contrôle du tonnage d'alimentation, montrée à la Figure 4-21, se fait via la régulation de la charge circulante. Une saturation de la cible de charge circulante assure son maintien à l'intérieur des limites physiques du circuit de broyage.

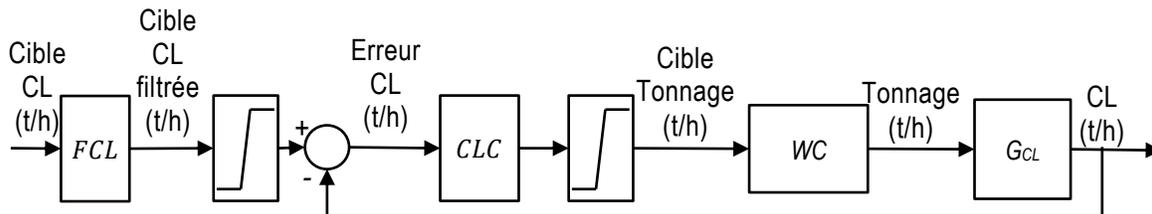


Figure 4-21: Schéma bloc du contrôleur de charge circulante par le tonnage d'alimentation fraîche

Contrôle de la charge circulante

Le contrôleur de charge circulante vise à maintenir une charge circulante maximale en ajustant le tonnage alimenté dans le circuit. Celui-ci poursuit une consigne de tonnage de recirculation au broyeur à boulets fournie par l'opérateur. Le tonnage de recirculation au broyeur à boulets W_{BM} ne pouvant pas être mesuré, celui-ci est un calculé en soustrayant le débit solide d'alimentation fraîche au débit solide d'alimentation des hydrocyclones défini comme suit

$$W_{BM} = F_{cyc} \rho_p S_{cyc} - W_{RM} \quad 4.17$$

où F_{cyc} est la mesure du débitmètre d'alimentation des hydrocyclones, ρ_p est la mesure de la densité de la pulpe, S_{cyc} est la concentration en solide calculée de la pulpe, et W_{RM} est le tonnage d'alimentation fraîche

La Figure 4-23 montre la réponse en fréquence des boucles ouvertes sous forme de diagramme de Nichols, ainsi que la réponse à l'échelon de consigne de la boucle de contrôle sans le filtre sur la consigne. La fonction de transfert du contrôleur est définie par :

$$G_{CLC} = \frac{K_{AWC}(\tau_{AWC}s + 1)}{\tau_{AWC}s} = \frac{0,15(1835s + 1)}{1835s} \quad 4.19$$

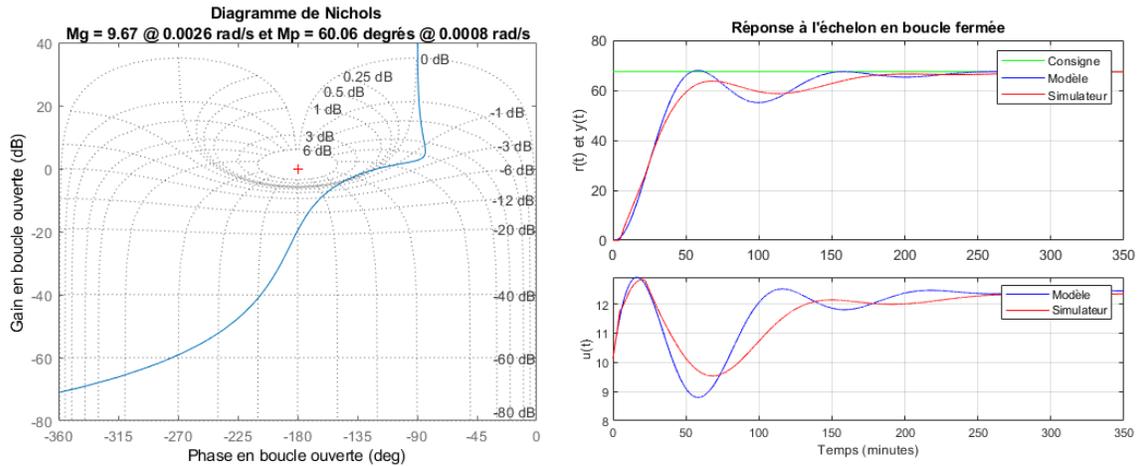


Figure 4-23: Analyse de la réponse en boucle ouverte et fermée du contrôleur de charge circulante (CLC).

Bien qu'une oscillation soit présente, aucun dépassement n'est observé. Cette oscillation n'est pas souhaitable, mais constitue un bon compromis puisque sa fréquence est très faible. Les boucles de contrôle internes étant plus rapides, celles-ci permettent le maintien de la qualité du produit de surverse.

4.3 Analyse des performances

L'objectif étant d'améliorer la performance énergétique du circuit de commutation, il convient de définir la performance de l'état initial et de la comparer à celle de la stratégie proposée. Pour ce faire, la réponse du procédé à un échelon du tonnage alimenté au broyeur à barres sera comparée pour les deux stratégies de régulation. Ensuite, la capacité du circuit est augmentée en utilisant la stratégie proposée afin d'évaluer les gains potentiels de son implantation.

Outre le tonnage alimenté, les caractéristiques du minerai peuvent aussi varier. Pour simuler ces variations, deux échelons ont été effectués. L'un sur la dimension du minerai alimenté et l'autre sur le taux de fragmentation dans les broyeurs. La diminution du taux de fragmentation est analogue à une augmentation de la dureté du minerai.

Deux séries de figures sont présentées afin de comparer l'ensemble des simulations sur une même base. Les signaux représentés par des tirets correspondent à des variables manipulées alors que ceux en tirets et points correspondent à des perturbations. Les autres signaux représentés par des traits continus sont des mesures ou des calculs. Quelques indicateurs de performance sont calculés. Le premier est la consommation énergétique par tonne traitée qui est le rapport entre la puissance consommée par les deux broyeurs et le tonnage alimenté

au broyeur à barres. Le second est le pourcentage de charge circulante représentant le rapport entre le tonnage alimenté au broyeur à boulets et celui de l'alimentation du broyeur à barres multiplié par cent. Les trois autres sont l'efficacité de classification des hydrocyclones pour trois classes de dimensions de particules. Il s'agit du rapport entre le tonnage d'une certaine dimension de particules alimentées aux hydrocyclones et le tonnage se rapportant à la surverse. Les trois efficacités de classification calculées se définissent comme suit :

- efficacité -106 μm , soit pour les particules inférieures à 106 micromètres;
- efficacité -150 μm , soit pour les particules supérieures à 106 micromètres et inférieures à 150 micromètres;
- efficacité -212 μm , soit pour les particules supérieures à 150 micromètres et inférieures à 212 micromètres.

Ces dimensions ont été sélectionnées puisqu'elles se situent près de la dimension de séparation des hydrocyclones et correspondent aux dimensions des tamis utilisés dans la définition des classes granulométriques. Une classification avec une efficacité de 100 % se traduirait comme ayant 100 % des particules inférieures à la dimension cible se rapportant à la surverse et 100 % des particules supérieures à cette dimension se rapportant à la sousverse.

4.3.1 Réponse à un échelon d'alimentation

La première comparaison cible un échelon de l'alimentation du broyeur à barre de 10 % soit de 155 tonnes par heure à 170,5 tonnes par heure. La réponse de la stratégie actuelle est présentée à la Figure 4-24 alors que celle de la stratégie proposée à la Figure 4-25. Certaines observations sont communes aux deux réponses :

- la dimension des particules à l'alimentation du broyeur à barres ne varie pas;
- le comportement du broyeur à barres est en tout point identique pour les deux stratégies puisque la consigne de tonnage subit le même échelon et que le pourcentage solide d'opération est le même dans les deux cas.

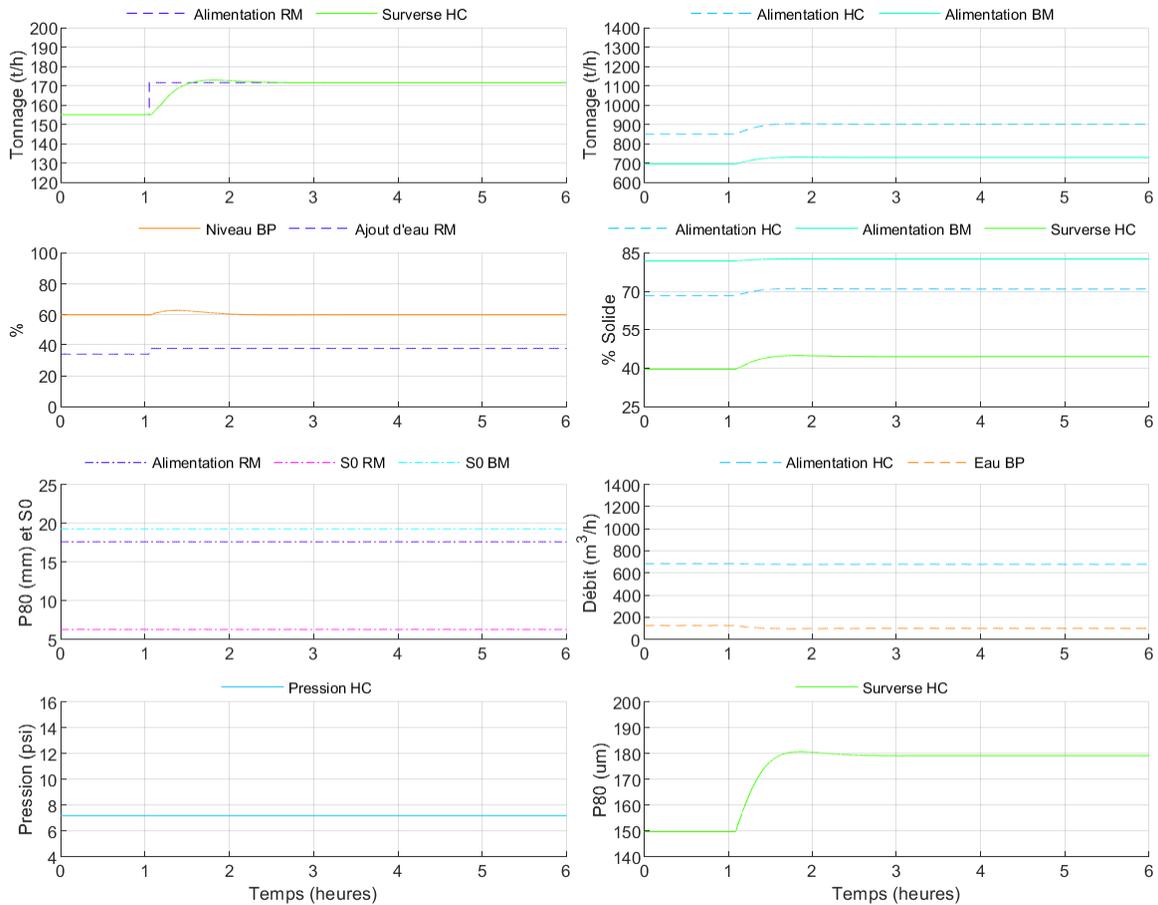


Figure 4-24: Réponse de la stratégie actuelle à un échelon de 150 à 170,5 tph à l'alimentation du broyeur à barres

Dans le cas de la stratégie actuelle visant le maintien de la pression d'opération des hydrocyclones, suite à l'échelon, le niveau de la boîte de pompe varie très légèrement. La pression d'alimentation des hydrocyclones est maintenue et donc l'ajout d'eau dans la boîte de pompe diminue afin de maintenir le niveau. Le niveau dans la boîte de pompe et le pourcentage d'ouverture de la valve d'ajout d'eau au broyeur à barre sont ici indiqué tout deux sur le même graphique afin de simplifier l'affichage. Le tonnage d'alimentation des hydrocyclones augmente légèrement passant de 850 à 900 tph mais le débit volumique reste inchangé. Le pourcentage solide de la charge circulante augmente tout comme celui de la surverse des cyclones. Le P_{80} de la surverse des hydrocyclones augmente aussi et passe de 150 μm à 179 μm .

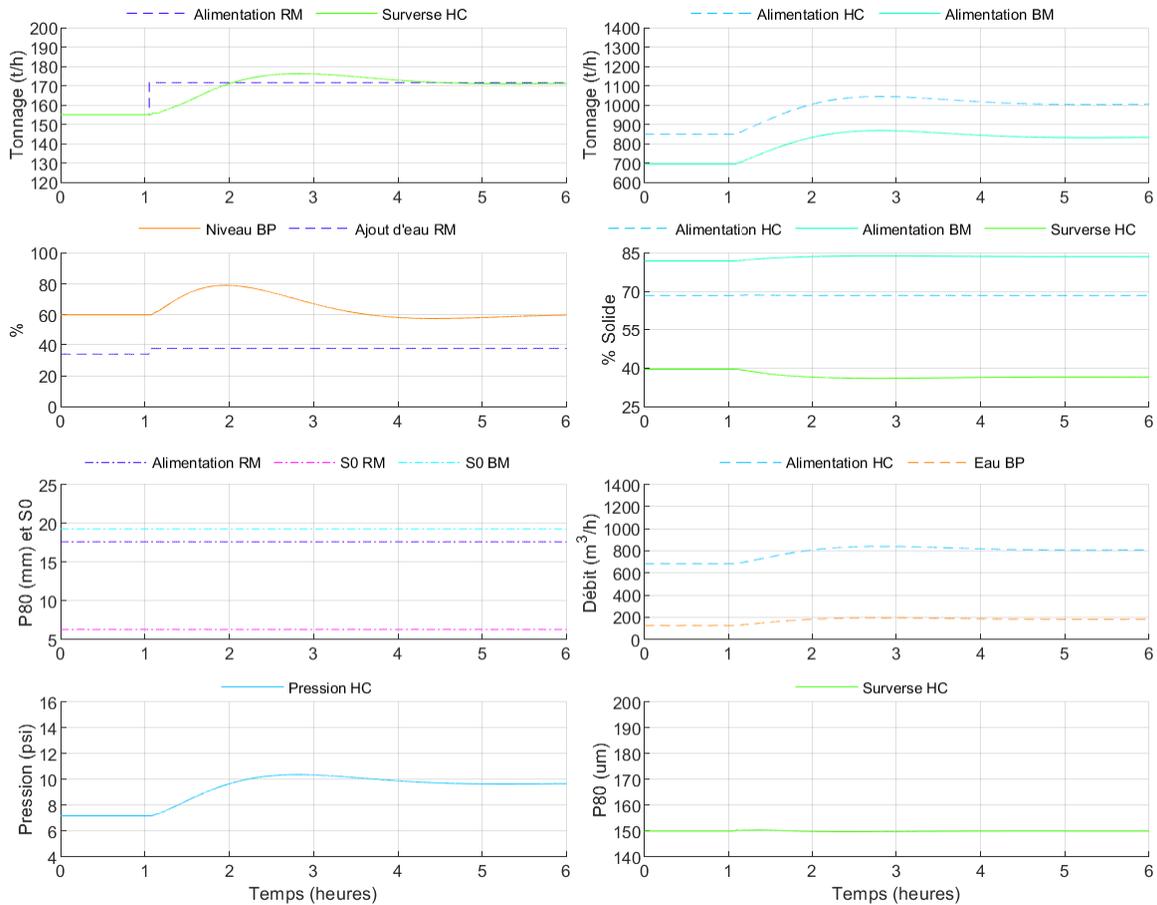


Figure 4-25: Réponse de la stratégie proposée à un échelon de 150 à 170,5 tph à l'alimentation du broyeur à barres

Dans le cas de la stratégie proposée, la boucle de contrôle de la charge circulante est désactivée afin de maintenir le tonnage d'alimentation à la valeur désirée. L'objectif visant le maintien de la dimension des particules de la surverse des hydrocyclones est maintenu et, suite à l'échelon, le niveau de la boîte de pompe varie de façon importante. La cible de pourcentage solide d'alimentation des hydrocyclones est maintenue afin de maintenir le P_{80} de la surverse à 150 μm . L'ajout d'eau dans la boîte de pompe augmente de manière importante afin de maintenir le pourcentage solide d'alimentation des hydrocyclones ce qui fait augmenter le niveau conséquemment. Les pompes doivent accélérer afin de maintenir le niveau ce qui entraîne une augmentation de la pression d'opération des hydrocyclones. L'augmentation de la pression contribue au maintien du P_{80} de la surverse. Le tonnage alimenté aux hydrocyclones augmente de 850 à 1000 tph.

Les deux stratégies peuvent aussi être comparées d'un point de vue de leur efficacité. Les indicateurs de performances sont présentés à la Figure 4-26 pour la stratégie actuelle et à la Figure 4-27 pour la stratégie proposée. L'échelon sur le tonnage d'alimentation ainsi que la réponse du tonnage en surverse des hydrocyclones y sont mis en évidence tout comme la performance énergétique et de la classification.

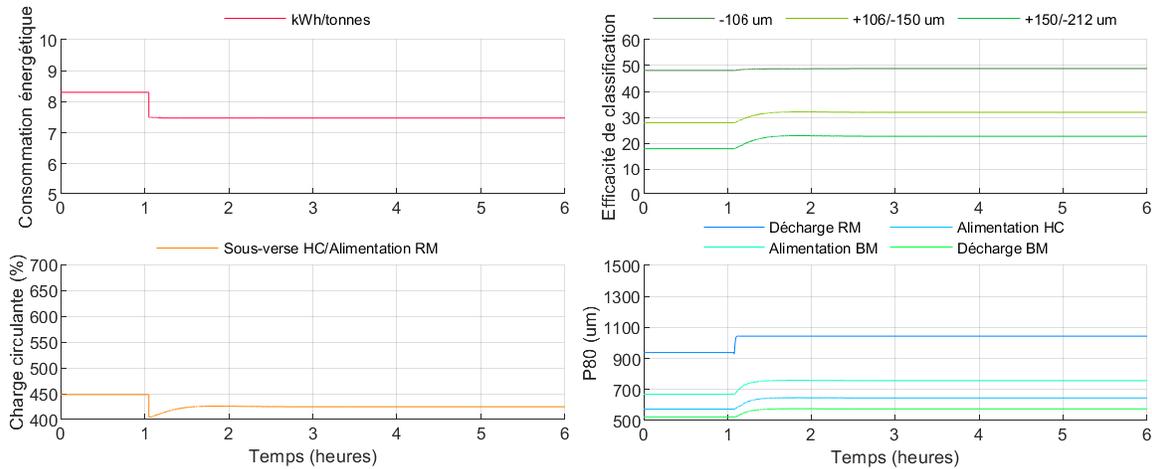


Figure 4-26: Réponse de la stratégie actuelle à un échelon de 150 à 170,5 tph à l'alimentation du broyeur à barres

La stratégie actuelle atteint le nouvel équilibre en environ 30 minutes. La majorité de la variation est transmise à la distribution granulométrique du produit de surverse et de la charge circulante. Le pourcentage de charge circulante diminue. La fraction des particules inférieures à 106 μm se rapportant à la surverse reste inchangée alors que celle des particules supérieures à 106 μm se rapportant à la surverse augmente. L'acuité de la séparation diminue. La consommation énergétique par tonne traitée diminue proportionnellement à l'augmentation du tonnage passant de 8,31 à 7.45 kWh par tonne.

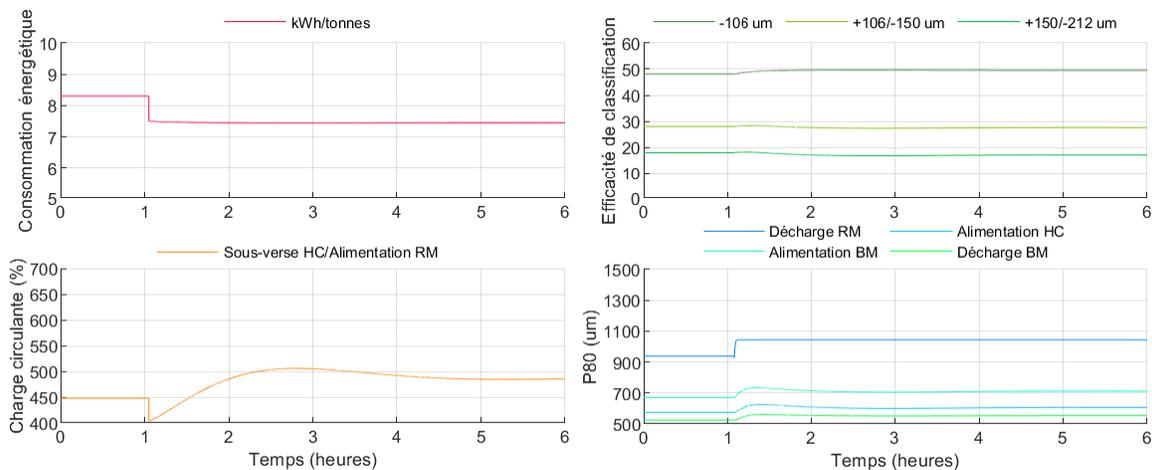


Figure 4-27: Réponse de la stratégie proposée à un échelon de 150 à 170,5 tph à l'alimentation du broyeur à barres

La stratégie proposée présente une réponse plus amortie et atteint le régime permanent en environ 3 heures. Comme la dimension des particules du produit de surverse des hydrocyclones est maintenue, la majorité de la variation est absorbée par la charge circulante. Le pourcentage de charge circulante augmente et par conséquent le P_{80} de l'alimentation des hydrocyclones passe de 574 à 606 μm au lieu de 647 μm tel que dans la stratégie actuelle. La quantité de particules inférieures à 106 μm se rapportant à la surverse augmente légèrement alors que celle des particules supérieures à 106 μm se rapportant à la surverse diminue légèrement. L'acuité de la séparation augmente.

Le changement de consommation énergétique par tonne est le même pour les deux stratégies. Cela ne permet toutefois pas d'affirmer que l'efficacité est identique puisque la dimension des particules produites n'est pas la même. Étant donné le maintien du P_{80} dans le cas de la stratégie proposée, celle-ci utilise mieux l'énergie par tonne traitée pour effectuer un travail de réduction des particules.

4.3.2 Augmentation de l'utilisation de la capacité du circuit

Pour la stratégie d'opération actuelle visant le maintien de la pression d'opération des hydrocyclones, le débit d'alimentation de ceux-ci est principalement affecté par le nombre de cyclones en opération et le pourcentage solide de leur alimentation. Le niveau étant maintenu par l'ajout d'eau, le tonnage ne peut plus être augmenté lorsque l'ajout d'eau ne peut plus être réduit puisque la valve est fermée ou que le pourcentage solide d'alimentation des hydrocyclones devient trop élevé. Une augmentation de la cible de pression des cyclones est alors nécessaire afin d'augmenter le débit pompé et permettre une augmentation du tonnage traité.

Un des principaux avantages de la stratégie proposée c'est qu'elle régule le tonnage alimenté au broyeur à boulets. L'alimentation du broyeur à boulets correspond à la limite mécanique du circuit puisqu'à environ 1000 tonnes par heure, la chute d'alimentation du broyeur déborde. Puisque le niveau est maintenu dans la boîte de pompe par l'ajustement du débit alimenté aux hydrocyclones, le tonnage traité peut être augmenté jusqu'à l'atteinte de la contrainte mécanique.

Afin d'évaluer l'impact sur les performances de la maximisation du circuit, un échelon a été effectué sur la cible d'alimentation du broyeur à boulets. L'état initial correspond à une alimentation de 155 tph au broyeur à barres soit 695 tph alimentant le broyeur à boulets. La cible est augmentée à 960 tph lors de l'échelon afin de laisser une marge de manœuvre de 40 tph en cas de perturbation du circuit. La Figure 4-28 montre la réponse du circuit suite à l'échelon où une augmentation de 155 à 184 tonnes traitées par heure peut être observée.

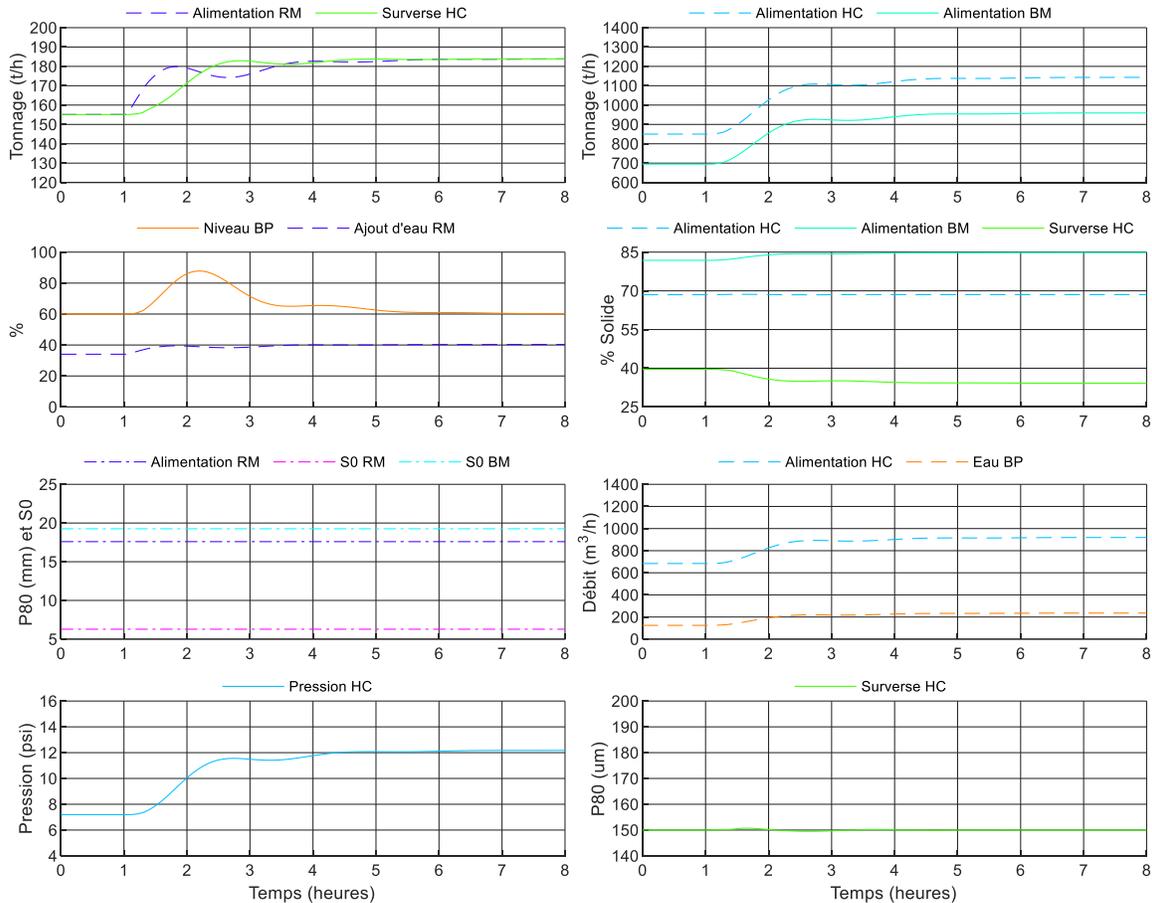


Figure 4-28: Réponse de la stratégie proposée à un échelon de 695 à 960 tph à l'alimentation du broyeur à boulets

Suite à l'échelon, le tonnage d'alimentation augmente sur une période d'environ 2h et le reste du circuit atteint le nouveau point d'équilibre en environ 4h. Le tonnage à l'équilibre est passé de 155 tonnes par heure à 184 tonnes par heure. C'est le niveau de la boîte de pompe et son ajout d'eau qui prend le plus de temps à atteindre le nouveau point d'équilibre. Le P_{80} du produit de surverse des hydrocyclones est maintenu à 150 μm en tout temps. La Figure 4-29 permet d'observer les indicateurs de performance liés à la consommation énergétique, la charge circulante, et l'efficacité de classification.

La consommation énergétique par tonne traitée passe de 8,29 kWh à 6,92 kWh. Le pourcentage de charge circulante augmente de 450% à 520%. Malgré une augmentation marquée du P_{80} des particules de la décharge du broyeur à barres, celui de l'alimentation du broyeur à boulets augmente de façon moins importante. La fraction des particules inférieures à 106 μm se rapportant à la surverse passe de 48,1 % à 50,5 % alors que celle entre 106 et 150 μm passe de 28,0 % à 27,1 % et celle entre 150 et 212 μm passent de 17,9 % à 16,3 %. L'acuité de séparation augmente telle que précédemment observée.

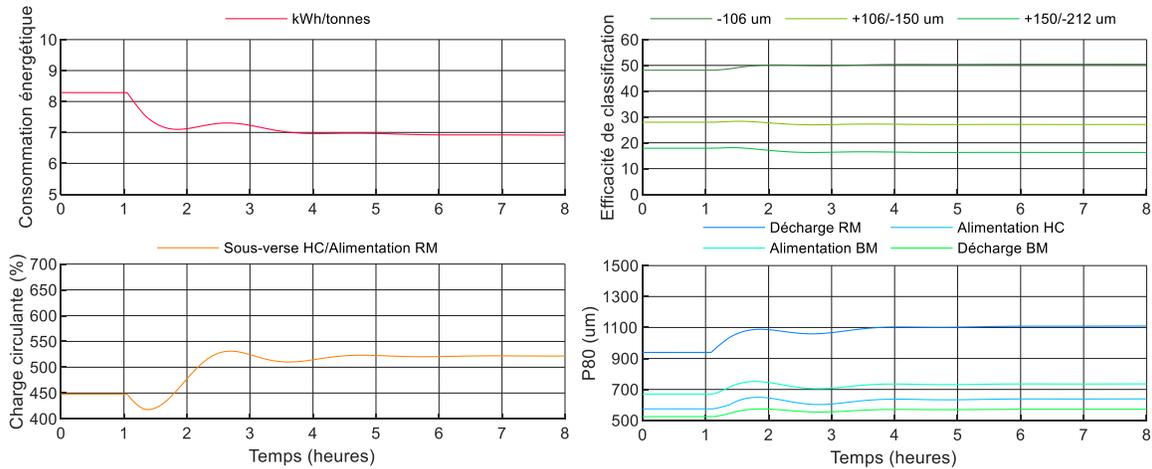


Figure 4-29: Réponse de la stratégie proposée à un échelon de 695 à 960 tph à l'alimentation du broyeur à boulets

4.3.3 Réponse à une perturbation de caractéristiques du minerai alimenté

La stratégie de contrôle proposée permet d'augmenter le tonnage traité et par le fait même réduire la consommation énergétique par tonne traitée. L'ensemble des échelons effectués tant pour régler les contrôleurs que pour démontrer les performances se résume aux variables manipulées. Dans un contexte opérationnel, ces variables sont très peu manipulées et l'objectif est de maintenir l'opération en régime stationnaire.

Afin de comparer la performance des deux stratégies à des perturbations de procédé, des échelons sont effectués sur les caractéristiques du minerai alimenté :

1. échelon de +30 % sur le P_{80} des particules alimentées au broyeur à barres à $t=1$;
2. échelon de -10 % sur taux de fragmentation dans les deux broyeurs à $t=11$;
3. échelon de -30 % sur le P_{80} des particules alimentées au broyeur à barres à $t=21$.

Contrairement à ce qui se produit habituellement en industrie où il y a un certain mélange du minerai venant de la mine et donc un changement progressif des propriétés du minerai, le changement appliqué ici est sous forme d'échelon. L'utilisation d'un changement de cette nature n'est pas parfaitement analogue à ce qui se produit réellement puisqu'en plus de survenir progressivement, un changement des propriétés du minerai est susceptible d'affecter l'ensemble des variables relatives à sa caractérisation et au paramétrage du simulateur. L'échelon sur le taux de fragmentation s'effectue ici en changeant uniquement le paramètre S_0 présenté à l'équation 2.13. La perturbation sur le procédé se situe donc dans un cas extrême peu probable de se produire aussi rapidement en opération ce qui en fait toutefois un test appréciable de la robustesse de la stratégie de contrôle.

Tel précédemment démontré et tel que montré à la Figure 4-30, la stratégie actuelle ne permet pas de maintenir les caractéristiques du produit du circuit de broyage. Les perturbations sont appliquées alors que le circuit est à l'équilibre et alimenté à un taux de 155 tph.

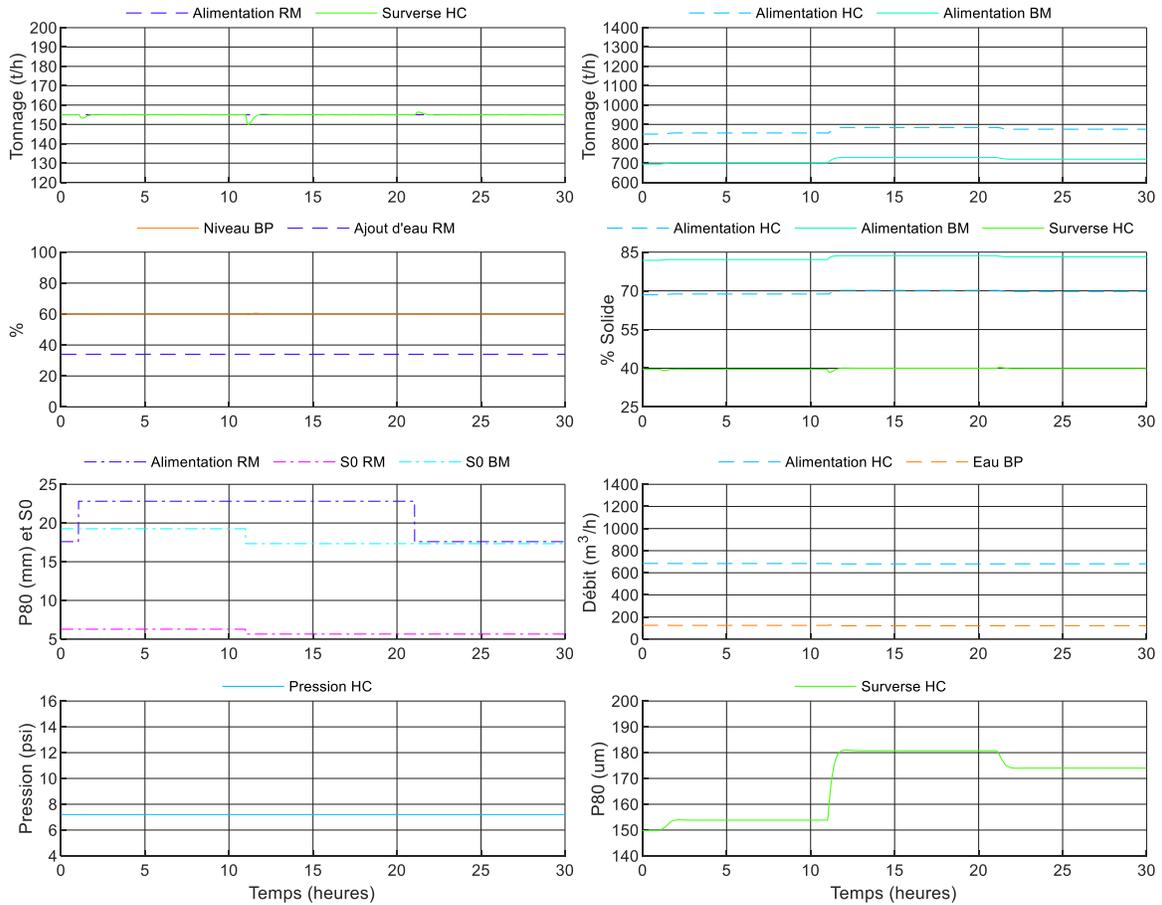


Figure 4-30: Réponse de la stratégie actuelle à des perturbations des caractéristiques du minéral.

L'augmentation du P_{80} de l'alimentation du broyeur à barres résulte en une augmentation de la dimension des particules de l'ensemble des flux du circuit. La pression d'alimentation des hydrocyclones est maintenue et l'ajout d'eau dans la boîte de pompe légèrement diminué. L'impact de la diminution du taux de fragmentation est beaucoup plus important que celui de l'augmentation du P_{80} de l'alimentation du broyeur à barres. Le P_{80} de la surverse des hydrocyclones augmente de 150 à 154 μm suite à la perturbation du P_{80} de l'alimentation et de 154 à 181 μm , soit 17,5 %, lors de la diminution du taux de fragmentation.

Tel que discuté précédemment et montré à la Figure 4-31, la stratégie proposée permet de maintenir les caractéristiques du produit du circuit de broyage. Les perturbations sont appliquées alors que le circuit est à l'équilibre et maintient un tonnage d'alimentation du broyeur à boulets de 960 tph.

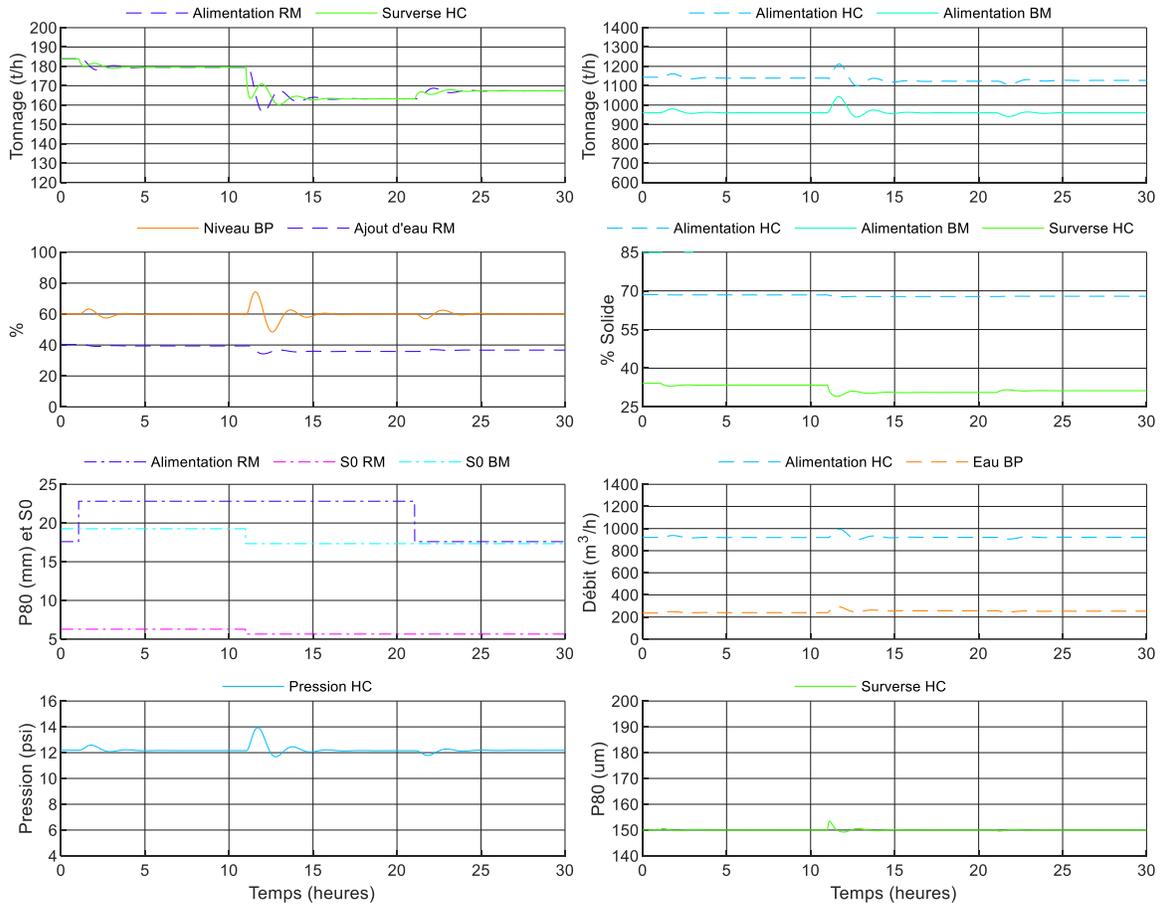


Figure 4-31: Réponse de la stratégie proposée a des perturbations des caractéristiques du minéral.

Puise que la charge circulante est maintenue tout au long des perturbations, la pression d'alimentation des hydrocyclones varie peu. L'augmentation du P_{80} alimenté au broyeur à barres entraîne une diminution du tonnage traité. La diminution du taux de fragmentation a un impact encore plus important que l'augmentation du P_{80} alimenté au broyeur à barres sur le tonnage traité tel que montré à la Figure 4-31. Le tonnage alimenté passe initialement de 184 tph à 179,5 tph puis descend jusqu'à 163 tph suite a quelques oscillations. La première réponse est sous forme d'augmentation de l'ajout d'eau afin de maintenir stationnaire le produit de surverse. Le niveau de la boîte de pompe augmente alors causant une augmentation du débit alimenté vers les hydrocyclones et donc du tonnage de sousverse alimentant le broyeur à boulets. Cette augmentation déclenche une réduction du tonnage alimenté qui entraîne une réduction du P_{80} dans le circuit et une réduction de l'ajout d'eau à la boîte de pompe. Il s'ensuit une légère oscillation acceptable étant donné qu'il s'agit d'une importance perturbation paramétrique.

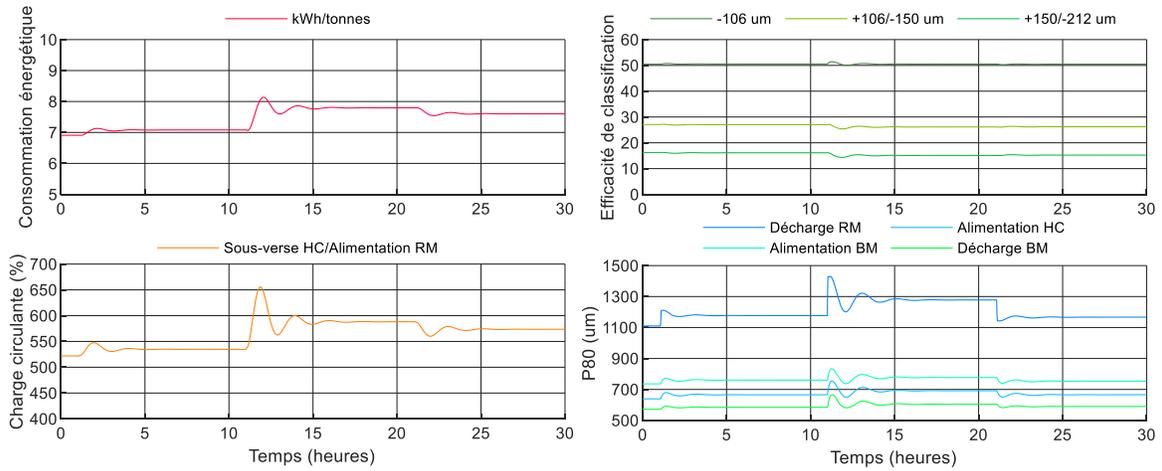


Figure 4-32: Réponse de la stratégie proposée a des perturbations des caractéristiques du minéral.

Il est montré à la Figure 4-32 que les performances des hydrocyclones sont peu affectées par les perturbations sur les caractéristiques du minéral alimenté. Puisque la dimension du produit de surverse est maintenue, l'ensemble de la variation due aux perturbations est absorbée par la charge circulante. Tous les flux voient leur P_{80} augmenter sauf le produit qui est maintenu à 150 μm . Une oscillation importante est aussi observée dans le pourcentage de charge circulante et dans le P_{80} des particules de la charge circulante. Alors que le tonnage alimenté au broyeur à boulets est maintenu, tel que montré à la Figure 4-31, le tonnage traité diminue ce qui résulte en une augmentation du pourcentage de charge circulante. La variation du P_{80} alimenté ainsi l'augmentation simulée de la dureté opérationnelle résulte toutes deux en une augmentation de la consommation énergétique par tonne traitée. Tel que montré sur la Figure 4-32, la puissance consommée par tonne traitée passe de 6,9 kWh à 7,1 kWh puis à 7,8 kWh.

Les indicateurs de performances associés à la stratégie actuelle montrée à la Figure 4-33 indique un comportement différent.

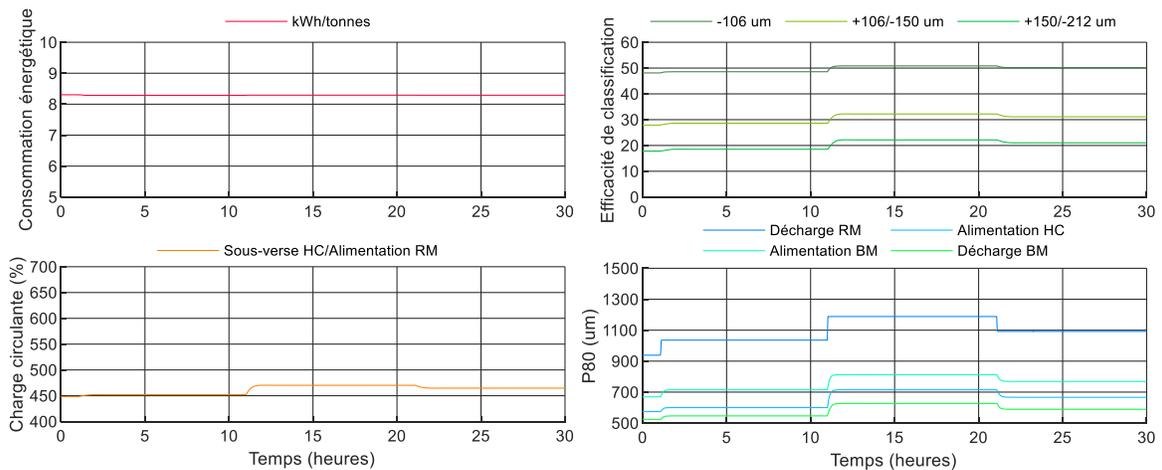


Figure 4-33: Réponse de la stratégie actuelle a des perturbations des caractéristiques du minéral.

Puisque le tonnage alimenté ne varie pas, la consommation énergétique reste pratiquement inchangée à 8,3 kWh par tonne traitée. Tous les flux voient leur P_{80} augmenter d'environ 10 %. Une faible augmentation de la charge circulante est observée et la performance des hydrocyclones est fortement affectée. L'acuité de séparation diminue légèrement puisque la fraction des particules supérieure à 150 μm se rapportant à la surverse augmente.

Malgré les oscillations observées dans la stratégie proposée suite aux perturbations des caractéristiques du minerai, cette stratégie permet d'augmenter l'utilisation du circuit de broyage tout en maintenant les propriétés désirées du produit de surverse. L'élimination des oscillations serait atteignable en affinant les réglages, possiblement au détriment de la performance. La boucle de régulation du P_{80} de la surverse des cyclones permettant son maintien à l'état stationnaire en serait peu affectée puisque celle-ci est plus rapide que les perturbations. La boucle de régulation de la charge circulante devrait être considérablement ralentie ou modifiée pour utiliser l'action dérivée des contrôleurs ce qui permettrait une amélioration sans perte de performance. Si une diminution de la performance est observée, cela nécessiterait une diminution de la cible afin de ne pas dépasser la contrainte de débit volumique d'alimentation du broyeur à boulets. Ainsi, la diminution des oscillations lors du rejet d'importantes perturbations aurait pour impact de diminuer le tonnage traité. De plus, il est improbable que des changements surviennent aussi rapidement en opération normale. Il est donc souhaitable de maintenir ce compromis.

Il est intéressant de constater que la consommation énergétique par tonne traitée à elle seule n'est pas un indicateur fiable de la dureté opérationnelle du minerai. Celle-ci peut être complètement faussée par une diminution du travail effectué pour un même tonnage et une même consommation énergétique. L'efficacité de la classification ainsi que le taux de réduction doivent aussi être observées. Lorsque ceux-ci sont maintenus constants, la consommation énergétique par tonne traitée est un bon indicateur de la dureté opérationnelle.

4.4 Conclusion

La comparaison de la stratégie actuellement en place à l'usine Niobec à la stratégie proposée a montré que la seconde permet d'améliorer les performances du circuit. La stratégie actuelle visant à maintenir la pression d'opération des hydrocyclones nécessite un contrôle manuel du tonnage d'alimentation et ne permet pas de maintenir le P_{80} du produit de surverse des hydrocyclones lorsque les caractéristiques du minerai alimenté changent. La stratégie proposée visant à maximiser la charge circulante permet de d'augmenter le tonnage alimenté, réduire l'énergie consommée par tonne traitée, et maintenir le P_{80} du produit de surverse des hydrocyclones lorsque les caractéristiques du minerai alimenté changent. Son implantation nécessite toutefois l'installation d'un capteur de distribution granulométrique en ligne à la surverse des hydrocyclones.

Conclusion

L'hypothèse qu'une utilisation plus saine de l'énergie dans les circuits de broyage est possible par un meilleur contrôle du procédé a été mise à l'épreuve dans ce projet. L'objectif de démontrer que l'utilisation de la régulation avancée peut permettre de réduire la consommation énergétique tout en maintenant le niveau de production et la qualité du produit a été atteint.

Ce projet de recherche a permis de considérer le comportement dynamique du circuit de broyage de la mine Niobec et de démontrer en simulation qu'une amélioration significative de l'utilisation de l'énergie est possible en changeant la philosophie de contrôle du procédé.

Afin d'étudier les spécificités du circuit de broyage de la mine Niobec, la programmation et le calibrage d'un simulateur dynamique permettant de suivre la distribution granulométrique de chacun des flux du circuit de broyage ont été effectués. L'outil *Simulink* du logiciel Matlab R2015a© a été utilisé. Pour le calibrage, des échelons sur l'alimentation du circuit ont été effectués et tous les flux ont été échantillonnés sur une période de 90 minutes. Des essais de broyage en laboratoire ont servi à déterminer la fonction de fragmentation du minerai. Les mesures provenant de l'instrumentation du procédé ont ensuite été utilisées comme intrant dans le simulateur et les paramètres d'écoulement ainsi que la fonction de sélection ont été déterminés afin de minimiser l'écart entre les distributions granulométriques mesurées et simulées. Ce simulateur a été utilisé pour l'étude des performances du circuit dans différentes conditions d'opération.

Une stratégie de contrôle augmentant le tonnage traité tout en maintenant la qualité désirée du produit a été développée. Une augmentation du tonnage traité de 155 à 184 tonnes par heure tout en conservant le P_{80} du produit final a été obtenu en simulation. La stratégie est robuste face aux perturbations des caractéristiques du minerai. La clef réside dans la maximisation la charge circulante et indirectement celle de l'efficacité de classification. En diminuant le temps de séjour des particules de minerai dans les équipements elles ont moins de chance d'être sur broyées. En augmentant la charge circulante, les particules ont aussi plus d'opportunité d'être classifiées adéquatement. Le gain énergétique associé à la maximisation de la charge circulante dans les conditions étudiées entraîne une réduction de 8,29 kWh par tonne traitée à 6,92 kWh par tonne traitée. Il s'agit d'une réduction de l'énergie spécifique de 16,5 %.

L'approche du contrôle de procédé à l'avantage de ne nécessiter que de faibles investissements en capital comparativement au remplacement d'équipement, en plus de pouvoir être implantée sans interruption majeure de la production. Les nombreux développements des récentes années dans la modélisation des équipements de comminution tels que les broyeurs ainsi que des équipements de classification tels que les hydrocyclones rendent possible aujourd'hui de simuler aisément un circuit de broyage complet de manière dynamique tel qu'il a été démontré dans cette recherche.

La solution proposée pour le circuit de broyage de Niobec est applicable pour plusieurs circuits de broyage similaire. Les contraintes opérationnelles de chacun d'eux étant différentes, des ajustements sont toujours nécessaires à la stratégie. Malgré cela, il s'agit d'ajustements mineurs puisque l'objectif reste de maximiser l'efficacité de classification et de minimiser le sur broyage.

Bien que la stratégie proposée permette une amélioration significative des performances du circuit à l'étude. Aucune considération n'est portée à la préparation du matériel en aval du circuit. Les concasseurs étant reconnus pour utiliser l'énergie beaucoup plus efficacement que les broyeurs, la maximisation de leur utilisation en aval du circuit de broyage permettrait d'y traiter un tonnage plus important.

De façon plus spécifique aux travaux abordés dans ce mémoire, plusieurs possibilités d'amélioration de cette recherche ont été trouvées tout au long de l'analyse des résultats et de la rédaction du mémoire. Le calibrage des modèles bénéficierait d'une analyse plus approfondie de la sensibilité des critères des moindres carrés aux variations des différents paramètres calibrés. Cela permettrait d'établir le niveau de confiance dans les valeurs des paramètres obtenues. L'ajout d'une normalisation des différentes mesures comparées aux valeurs simulées dans les critères des moindres carrés améliorerait aussi la justesse des prédictions et des paramètres des modèles. Une autre piste d'amélioration significative du simulateur est l'intégration de paramètres caractérisant les propriétés du minerai et pouvant permettre une dynamique appropriée des perturbations liées à la variation de ces propriétés. Finalement, bien que la consommation énergétique spécifique ait été améliorée, l'atteinte d'un optimum au niveau de la consommation énergétique n'a pu être démontrée durant la recherche. Il est pertinent d'approfondir cet aspect dans les travaux futurs afin d'établir des recommandations claires permettant de minimiser avec certitude la consommation énergétique de ce type de circuit. Une amélioration au simulateur essentielle à l'atteinte de cet objectif est l'ajout des autres consommateurs d'énergie directs du circuit de broyage soit; principalement les moteurs des convoyeurs et des pompes ainsi que la consommation des autres équipements du circuit. Une expansion de cette recherche à l'énergie indirecte nécessaire à l'opération du circuit tel que celle de la fabrication des pièces d'usure pourrait aussi être bénéfique à l'industrie.

Dans une optique plus générale, la diminution de la consommation énergétique des circuits de comminution doit nécessairement considérer le contrôle de procédés. Indépendamment des équipements utilisés, leur association dans un circuit de comminution offre une certaine flexibilité opérationnelle de laquelle découlent nécessairement des conditions d'opération plus favorables que d'autres. Le contrôle des conditions d'opération est l'unique moyen d'assurer la maximisation de l'efficacité énergétique d'un circuit donné. Cette recherche a démontré en simulation que l'utilisation de contrôleur répandu de type PI dans une stratégie adéquate permet d'améliorer significativement les performances énergétiques. Bien que l'implantation d'un système de contrôle plus avancé puisse peut-être apporter de meilleures performances, celle-ci n'est pas à la portée de toutes les usines de traitement contrairement aux algorithmes des contrôleurs PID.

Le développement d'une structure générique applicable à un large éventail de circuit de broyage et implantable dans différents systèmes de contrôle serait certainement une avancée significative pour cette industrie qui ne s'impose actuellement pas comme une pionnière dans le domaine de l'automatisation des procédés.

Il convient de rappeler et souligner a nouveau que ce projet a été rendu possible grâce à la contribution d'organismes subventionnaires, le FRQNT, et le CRSNG, ainsi que de partenaires privés, la mine Niobec, et le partenaire industriel BBA.

Références

- [1] A. Z. M. Abouzeid, D. W. Fuerstenau, et K. V. Sastry, "Transport behavior of particulate solids in rotary drums: scale-up of residence time distribution using the axial dispersion model," *Powder Technology*, vol. 27, pp. 241-250, 11// 1980. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(80\)85029-7](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(80)85029-7)
- [2] A. Z. M. A. Abouzeid, T. S. Mika, K. V. Sastry, et D. W. Fuerstenau, "The influence of operating variables on the residence time distribution for material transport in a continuous rotary drum," *Powder Technology*, vol. 10, pp. 273-288, 12/6/ 1974. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(74\)85002-3](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(74)85002-3)
- [3] N. Aguila-Camacho, J. D. Le Roux, M. A. Duarte-Mermoud, et M. E. Orchard, "Control of a grinding mill circuit using fractional order controllers," *Journal of Process Control*, vol. 53, pp. 80-94, 2017/05/01/ 2017. doi: <http://doi.org/10.1016/j.jprocont.2017.02.012>
- [4] L. G. Austin, "A commentary on the Kick, Bond and Rittinger laws of grinding," *Powder Technology*, vol. 7, pp. 315-317, 6// 1973. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(73\)80042-7](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(73)80042-7)
- [5] L. G. Austin, "A discussion of equations for the analysis of batch grinding data," *Powder Technology*, vol. 106, pp. 71-77, 11/22/ 1999. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0032-5910\(99\)00047-9](http://dx.doi.org/10.1016/S0032-5910(99)00047-9)
- [6] L. G. Austin et V. K. Bhatia, "Experimental methods for grinding studies in laboratory mills," *Powder Technology*, vol. 5, pp. 261-266, 4// 1972. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(72\)80029-9](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(72)80029-9)
- [7] L. G. Austin et H. Cho, "An alternative method for programming mill models," *Powder Technology*, vol. 122, pp. 96-100, 1/22/ 2002. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0032-5910\(01\)00404-1](http://dx.doi.org/10.1016/S0032-5910(01)00404-1)
- [8] L. G. Austin et P. T. Luckie, "The estimation of non-normalized breakage distribution parameters from batch grinding tests," *Powder Technology*, vol. 5, pp. 267-271, 4// 1972. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(72\)80030-5](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(72)80030-5)
- [9] L. G. Austin et P. T. Luckie, "Methods for determination of breakage distribution parameters," *Powder Technology*, vol. 5, pp. 215-222, 3// 1972. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(72\)80022-6](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(72)80022-6)
- [10] L. G. Austin, K. Shoji, et D. Bell, "Rate equations for non-linear breakage in mills due to material effects," *Powder Technology*, vol. 31, pp. 127-133, 1// 1982. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(82\)80014-4](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(82)80014-4)
- [11] L. G. Austin, K. Shoji, et P. T. Luckie, "The effect of ball size on mill performance," *Powder Technology*, vol. 14, pp. 71-79, 5// 1976. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(76\)80009-5](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(76)80009-5)
- [12] F. C. Bond, "The third theory of comminution," *The American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers*, p. 11, 1953. doi: <http://dx.doi.org/10.4236/gm.2013.33013>
- [13] S. Botha, J. D. le Roux, et I. K. Craig, "Hybrid non-linear model predictive control of a run-of-mine ore grinding mill circuit," *Minerals Engineering*, vol. 123, pp. 49-62, 2018/07/01/ 2018. doi: <http://doi.org/10.1016/j.mineng.2018.04.016>
- [14] J. Bouchard, A. Desbiens, et É. Poulin, "Reducing the energy footprint of grinding circuits: the process control paradigm," *IFAC-PapersOnLine*, vol. 50, pp. 1163-1168, 2017/07/01/ 2017. doi: <http://doi.org/10.1016/j.ifacol.2017.08.402>

- [15] J. Bouchard, M. Émond, R. Monnapula, et N. Molelekeng, "Asset optimisation through process control at xstrata alloys - Eland Platinum," *Proceeding of the 42nd annual meeting of the canadian mineral processor*, 2010.
- [16] M. S. Brennan, M. Narasimha, et P. N. Holtham, "Multiphase modelling of hydrocyclones – prediction of cut-size," *Minerals Engineering*, vol. 20, pp. 395-406, 4// 2007. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2006.10.010>
- [17] C. A. Briggs, "A Fundamental Model of a Cone Crusher," PhD, Department of mining, minerals and materials engineering, University of Queensland, Australia, 1997.
- [18] R. J. Charles, "Energy-Size Reduction Relationships in Comminution," *Transactions on AIME Mining Engineering*, vol. 208, pp. 80-88, 1957.
- [19] X.-s. Chen, Q. Li, et S.-m. Fei, "Constrained model predictive control in ball mill grinding process," *Powder Technology*, vol. 186, pp. 31-39, 8/1/ 2008. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.powtec.2007.10.026>
- [20] X.-s. Chen, Q. Li, et S.-m. Fei, "Supervisory expert control for ball mill grinding circuits," *Expert Systems with Applications*, vol. 34, pp. 1877-1885, 4// 2008. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.eswa.2007.02.013>
- [21] X.-s. Chen, S.-h. Li, J.-y. Zhai, et Q. Li, "Expert system based adaptive dynamic matrix control for ball mill grinding circuit," *Expert Systems with Applications*, vol. 36, pp. 716-723, 1// 2009. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.eswa.2007.10.008>
- [22] X.-s. Chen, J.-y. Zhai, S.-h. Li, et Q. Li, "Application of model predictive control in ball mill grinding circuit," *Minerals Engineering*, vol. 20, pp. 1099-1108, 9// 2007. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2007.04.007>
- [23] H. Cho et L. G. Austin, "The equivalence between different residence time distribution models in ball milling," *Powder Technology*, vol. 124, pp. 112-118, 4/8/ 2002. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0032-5910\(01\)00480-6](http://dx.doi.org/10.1016/S0032-5910(01)00480-6)
- [24] M. A. Z. Coelho et R. A. Medronho, "A model for performance prediction of hydrocyclones," *Chemical Engineering Journal*, vol. 84, pp. 7-14, 9/15/ 2001. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S1385-8947\(00\)00265-5](http://dx.doi.org/10.1016/S1385-8947(00)00265-5)
- [25] F. Concha, A. Barrientos, J. Montero, et R. Sampaio, "Air core and roping in hydrocyclones," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 44–45, pp. 743-749, 3// 1996. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516\(95\)00080-1](http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516(95)00080-1)
- [26] A. V. E. Conradie et C. Aldrich, "Neurocontrol of a ball mill grinding circuit using evolutionary reinforcement learning," *Minerals Engineering*, vol. 14, pp. 1277-1294, 10// 2001. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0892-6875\(01\)00144-3](http://dx.doi.org/10.1016/S0892-6875(01)00144-3)
- [27] J. C. Cullivan, R. A. Williams, et R. Cross, "Understanding the Hydrocyclone Separator Through Computational Fluid Dynamics," *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 81, pp. 455-466, 4// 2003. doi: <http://dx.doi.org/10.1205/026387603765173718>
- [28] J. C. Cullivan, R. A. Williams, T. Dyakowski, et C. R. Cross, "New understanding of a hydrocyclone flow field and separation mechanism from computational fluid dynamics," *Minerals Engineering*, vol. 17, pp. 651-660, 5// 2004. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2004.04.009>

- [29] A. Desbiens, F. Flament, et A. Pomerleau, "Distributed control at the Kidd Creek grinding plant. Part II: Implementation," vol. 90, 1997.
- [30] A. Desbiens, F. Flament, et A. Pomerleau, "Distributed control at the Kidd Creek grinding plant. Part I : Control strategy design," vol. 90, 1997.
- [31] A. Desbiens, K. Najim, A. Pomerleau, et D. Hodouin, "Adaptive control—practical aspects and application to a grinding circuit," *Optimal Control Applications and Methods*, vol. 18, pp. 29-47, 1997. doi: [http://doi.org/10.1002/\(SICI\)1099-1514\(199701/02\)18:1<29::AID-OCA591>3.0.CO;2-U](http://doi.org/10.1002/(SICI)1099-1514(199701/02)18:1<29::AID-OCA591>3.0.CO;2-U)
- [32] A. Desbiens, A. Pomerleau, et K. Najim, "Adaptive predictive control of a grinding circuit," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 41, pp. 17-31, 4// 1994. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516\(94\)90003-5](http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516(94)90003-5)
- [33] M. Duarte, A. Castillo, F. Sepúlveda, A. Contreras, P. Giménez, et L. Castelli, "Multivariable control of grinding plants: A comparative simulation study," *ISA Transactions*, vol. 41, pp. 57-79, 1// 2002. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0019-0578\(07\)60203-1](http://dx.doi.org/10.1016/S0019-0578(07)60203-1)
- [34] Y. Dubé et D. Hodouin, "Adaptive control of a laboratory grinding circuit," *Minerals Engineering*, vol. 2, pp. 245-258, // 1989. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0892-6875\(89\)90045-9](http://dx.doi.org/10.1016/0892-6875(89)90045-9)
- [35] H. DüNDAR, "Investigating the benefits of replacing hydrocyclones with high-frequency fine screens in closed grinding circuit by simulation," *Minerals Engineering*, vol. 148, p. 106212, 2020/03/15/ 2020. doi: <http://doi.org/10.1016/j.mineng.2020.106212>
- [36] B. Epstein, "The mathematical description of certain breakage mechanisms leading to the logarithmico-normal distribution," *Journal of the Franklin Institute*, vol. 244, pp. 471-477, 12// 1947. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0016-0032\(47\)90465-1](http://dx.doi.org/10.1016/0016-0032(47)90465-1)
- [37] A. S. Erdem et S. L. Ergün, "The effect of ball size on breakage rate parameter in a pilot scale ball mill," *Minerals Engineering*, vol. 22, pp. 660-664, 6// 2009. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2009.01.015>
- [38] C. M. Evertsson, "Prediction of Size Distribution from Compressing Crusher Machines," presented at the EXPLOR '95, Brisbane, Australia, 1995.
- [39] C. M. Evertsson, "Output prediction of cone crushers," *Minerals Engineering*, vol. 11, pp. 215-231, 3// 1998. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0892-6875\(98\)00001-6](http://dx.doi.org/10.1016/S0892-6875(98)00001-6)
- [40] C. M. Evertsson, "Modelling of flow in cone crushers," *Minerals Engineering*, vol. 12, pp. 1479-1499, 12// 1999. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0892-6875\(99\)00136-3](http://dx.doi.org/10.1016/S0892-6875(99)00136-3)
- [41] C. M. Evertsson, "Size reduction in Cone Crusher," presented at the Minerals Engineering Conference '99, Falmouth, England, 1999.
- [42] C. M. Evertsson et R. A. Bearman, "Investigation of interparticle breakage as applied to cone crushing," *Minerals Engineering*, vol. 10, pp. 199-214, 2// 1997. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0892-6875\(96\)00146-X](http://dx.doi.org/10.1016/S0892-6875(96)00146-X)
- [43] B. C. Flintoff, L. Plitt, et A. A. Turak, "Cyclone modelling: a review of present technology," *CIM Bulletin*, vol. 80, 1987.

- [44] M. Frachon et J. J. Cilliers, "A general model for hydrocyclone partition curves," *Chemical Engineering Journal*, vol. 73, pp. 53-59, 4// 1999. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S1385-8947\(99\)00040-6](http://dx.doi.org/10.1016/S1385-8947(99)00040-6)
- [45] D. W. Fuerstenau et A. Z. M. Abouzeid, "The energy efficiency of ball milling in comminution," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 67, pp. 161-185, 11// 2002. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0301-7516\(02\)00039-X](http://dx.doi.org/10.1016/S0301-7516(02)00039-X)
- [46] D. W. Fuerstenau, A. De, et P. C. Kapur, "Linear and nonlinear particle breakage processes in comminution systems," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 74, Supplement, pp. S317-S327, 12/10/ 2004. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.minpro.2004.07.005>
- [47] D. W. Fuerstenau, P. B. Phatak, P. C. Kapur, et A. Z. M. Abouzeid, "Simulation of the grinding of coarse/fine (heterogeneous) systems in a ball mill," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 99, pp. 32-38, 5/8/ 2011. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.minpro.2011.02.003>
- [48] R. P. Gardner, M. Aissa, et K. Verghese, "Determination of ball mill residence time distributions from tracer data taken in closed-circuit operation," *Powder Technology*, vol. 32, pp. 253-266, 7// 1982. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(82\)85027-4](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(82)85027-4)
- [49] R. P. Gardner et K. Sukanjajtee, "A combined tracer and back-calculation method for determining particulate breakage functions in ball milling. Part I. Rationale and description of the proposed method," *Powder Technology*, vol. 6, pp. 65-74, 8// 1972. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(72\)80059-7](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(72)80059-7)
- [50] R. P. Gardner et K. Sukanjajtee, "A combined tracer and back-calculation method for determining particulate breakage functions in ball milling.: Part III. Simulation of an open-circuit continuous milling system," *Powder Technology*, vol. 7, pp. 169-179, 3// 1973. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(73\)80023-3](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(73)80023-3)
- [51] V. K. Gupta, D. Hodouin, et M. D. Everell, "The influence of pulp composition and feed rate on hold-up weight and mean residence time of solids in grate-discharge ball mill grinding," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 8, pp. 345-358, 10// 1981. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516\(81\)90021-1](http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516(81)90021-1)
- [52] J. A. Herbst et A. V. Potapov, "Making a Discrete Grain Breakage model practical for comminution equipment performance simulation," *Powder Technology*, vol. 143-144, pp. 144-150, 6/25/ 2004. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.powtec.2004.04.036>
- [53] G. W. Heyes, D. F. Kelsall, et P. S. B. Stewart, "Continuous grinding in a small wet rod mill Part I. Comparison with a small ball mill," *Powder Technology*, vol. 7, pp. 319-325, 6// 1973. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(73\)80043-9](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(73)80043-9)
- [54] G. W. Heyes, D. F. Kelsall, et P. S. B. Stewart, "Continuous grinding in a small wet rod mill Part II. Breakage of some common ore minerals," *Powder Technology*, vol. 7, pp. 337-341, 6// 1973. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(73\)80046-4](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(73)80046-4)
- [55] A. Jankovic et W. Valery, "Closed circuit ball mill – Basics revisited," *Minerals Engineering*, vol. 43-44, pp. 148-153, 4// 2013. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2012.11.006>
- [56] P. C. Kapur, "An improved method for estimating the feed-size breakage distribution functions," *Powder Technology*, vol. 33, pp. 269-275, 11// 1982. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(82\)85066-3](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(82)85066-3)

- [57] P. C. Kapur et P. K. Agrawal, "Approximate solutions to the discretized batch grinding equation," *Chemical Engineering Science*, vol. 25, pp. 1111-1113, // 1970. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509\(70\)85055-2](http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509(70)85055-2)
- [58] V. K. Karra, "Development of a model for predicting the screening performance of vibrating screens," *CIM Bulletin*, pp. 168-171, 1979.
- [59] V. K. Karra et D. W. Fuerstenau, "Material transport in a continuous rotary drum. Effect of discharge plate geometry," *Powder Technology*, vol. 16, pp. 23-28, 1// 1977. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(77\)85017-1](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(77)85017-1)
- [60] E. G. Kelly et D. J. Spottiswood, "The breakage function; What is it really?," *Minerals Engineering*, vol. 3, pp. 405-414, // 1990. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0892-6875\(90\)90034-9](http://dx.doi.org/10.1016/0892-6875(90)90034-9)
- [61] D. F. Kelsall, K. J. Reid, et C. J. Restarick, "Continuous grinding in a small wet ball mill. Part III. A study of distribution of residence time," *Powder Technology*, vol. 3, pp. 170-178, 10// 1969. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(69\)80069-0](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(69)80069-0)
- [62] F. Kick, "Des Gesetz der Proportionalem widerstand und Seine Anwendung," *Felix*, 1885.
- [63] R. P. King, *Modeling and simulation of mineral processing systems*, 2nd ed. Englewood, Colorado: Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc., 2012.
- [64] R. R. Klimpel et L. G. Austin, "The back-calculation of specific rates of breakage and non-normalized breakage distribution parameters from batch grinding data," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 4, pp. 7-32, 3// 1977. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516\(77\)90028-X](http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516(77)90028-X)
- [65] R. R. Klimpel et L. G. Austin, "The back-calculation of specific rates of breakage from continuous mill data," *Powder Technology*, vol. 38, pp. 77-91, 3// 1984. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(84\)80036-4](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(84)80036-4)
- [66] W. Kraipech, W. Chen, T. Dyakowski, et A. Nowakowski, "The performance of the empirical models on industrial hydrocyclone design," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 80, pp. 100-115, 9// 2006. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.minpro.2005.02.005>
- [67] J. E. S. L. Gutierrez R., *Dimensionamiento y Optimizacion de Plantas Concentradoras Mediante Técnicas de Modelación Matemática*. Chile, 1986.
- [68] J. D. le Roux, I. K. Craig, D. G. Hulbert, et A. L. Hinde, "Analysis and validation of a run-of-mine ore grinding mill circuit model for process control," *Minerals Engineering*, vol. 43-44, pp. 121-134, 4// 2013. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2012.10.009>
- [69] J. D. le Roux, L. E. Olivier, M. A. Naidoo, R. Padhi, et I. K. Craig, "Throughput and product quality control for a grinding mill circuit using non-linear MPC," *Journal of Process Control*, vol. 42, pp. 35-50, 2016/06/01/ 2016. doi: <http://doi.org/10.1016/j.jprocont.2016.04.007>
- [70] J. D. le Roux, R. Padhi, et I. K. Craig, "Optimal control of grinding mill circuit using model predictive static programming: A new nonlinear MPC paradigm," *Journal of Process Control*, vol. 24, pp. 29-40, 12// 2014. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jprocont.2014.10.007>

- [71] J. D. le Roux, S. Skogestad, et I. K. Craig, "Plant-wide control of grinding mill circuits: Top-down analysis," *IFAC-PapersOnLine*, vol. 49, pp. 72-77, 2016/01/01/ 2016. doi: <http://doi.org/10.1016/j.ifacol.2016.10.099>
- [72] Y. Liu et S. Spencer, "Dynamic simulation of grinding circuits," *Minerals Engineering*, vol. 17, pp. 1189-1198, 11// 2004. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2004.05.018>
- [73] N. Magdalinović, "A procedure for rapid determination of the Bond work index," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 27, pp. 125-132, 9// 1989. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516\(89\)90010-0](http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516(89)90010-0)
- [74] A. B. Makokha et M. H. Moys, "Characterizing slurry hydrodynamic transport in a large overflow tubular ball mill by an improved mixing cell model based on tracer response data," *Powder Technology*, vol. 211, pp. 207-214, // 2011. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.powtec.2011.04.019>
- [75] A. B. Makokha, M. H. Moys, et M. M. Bwalya, "Modeling the RTD of an industrial overflow ball mill as a function of load volume and slurry concentration," *Minerals Engineering*, vol. 24, pp. 335-340, 2// 2011. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2010.11.001>
- [76] L. F. Martínez, A. G. Lavín, M. M. Mahamud, et J. L. Bueno, "Vortex finder optimum length in hydrocyclone separation," *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, vol. 47, pp. 192-199, 2// 2008. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.cep.2007.03.003>
- [77] C. Minerales. (2020-05-14). *MM25 Hydrociclón descripción fuerza*. Available: https://www.youtube.com/watch?v=h_s38UzXD8w&app=desktop
- [78] R. M. Moreira, J. O. N. M. De Castro, et R. P. Gardner, "A combined tracer and back-calculation method for determining particulate breakage functions in ball milling. Part II. Application to hematite iron ore in a batch laboratory mill," *Powder Technology*, vol. 6, pp. 75-83, 8// 1972. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(72\)80060-3](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(72)80060-3)
- [79] S. Morrell, "The prediction of power draw in wet tumbling mills," {Ph. D.}, School of Engineering, The University of Queensland, Queensland, 1993.
- [80] Y. R. Murthy et K. U. Bhaskar, "Parametric CFD studies on hydrocyclone," *Powder Technology*, vol. 230, pp. 36-47, 11// 2012. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.powtec.2012.06.048>
- [81] K. Nageswararao, "A generalised model for hydrocyclone classifiers," in *AusIMM*, 1995, p. 21.
- [82] K. Nageswararao, "Normalisation of the efficiency curves of hydrocyclone classifiers," *Minerals Engineering*, vol. 12, pp. 107-118, 1// 1999. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0892-6875\(98\)00123-X](http://dx.doi.org/10.1016/S0892-6875(98)00123-X)
- [83] K. Nageswararao, "A critical analysis of the fish hook effect in hydrocyclone classifiers," *Chemical Engineering Journal*, vol. 80, pp. 251-256, 12/1/ 2000. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S1383-5866\(00\)00098-8](http://dx.doi.org/10.1016/S1383-5866(00)00098-8)
- [84] K. Nageswararao et R. A. Medronho, "Fish hook effect in centrifugal classifiers – a further analysis," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 132, pp. 43-58, 11/10/ 2014. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.minpro.2014.09.002>

- [85] K. Nageswararao, D. M. Wiseman, et T. J. Napier-Munn, "Two empirical hydrocyclone models revisited," *Minerals Engineering*, vol. 17, pp. 671-687, 5// 2004. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2004.01.017>
- [86] T. J. Napier-Munn, S. Morrell, R. D. Morrison, et T. Kojovic, *Mineral comminution circuits : their operation and optimisation*. Indooroopilly, Qld: Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre, 1996.
- [87] M. Narasimha, R. Sripriya, et P. K. Banerjee, "CFD modelling of hydrocyclone—prediction of cut size," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 75, pp. 53-68, 1/6/ 2005. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.minpro.2004.04.008>
- [88] S. S. Narayanan, "Modelling the performance of industrial ball mills using single particle breakage data," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 20, pp. 211-228, 7// 1987. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516\(87\)90067-6](http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516(87)90067-6)
- [89] S. S. Narayanan, P. J. Lean, et D. C. Baker, "Relationship between breakage parameters and process variables in ball milling — An industrial case study," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 20, pp. 241-251, 7// 1987. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516\(87\)90069-X](http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516(87)90069-X)
- [90] H. A. Nasr-El-Din, A. Afacan, J. H. Masliyah, et J. Foster, "Slurry transport in horizontal rotary drums with an end-constriction," *Powder Technology*, vol. 71, pp. 251-261, 9// 1992. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(92\)88031-C](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(92)88031-C)
- [91] T. Neesse, J. Dueck, et L. Minkov, "Separation of finest particles in hydrocyclones," *Minerals Engineering*, vol. 17, pp. 689-696, 5// 2004. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2004.01.016>
- [92] T. Neesse, V. Golyk, P. Kaniut, et V. Reinsch, "Hydrocyclone control in grinding circuits," *Minerals Engineering*, vol. 17, pp. 1237-1240, 11// 2004. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2004.06.025>
- [93] T. Neesse, M. Schneider, J. Dueck, V. Golyk, S. Buntenbach, et H. Tiefel, "Hydrocyclone operation at the transition point rope/spray discharge," *Minerals Engineering*, vol. 17, pp. 733-737, 5// 2004. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2004.01.014>
- [94] T. Neesse, M. Schneider, V. Golyk, et H. Tiefel, "Measuring the operating state of the hydrocyclone," *Minerals Engineering*, vol. 17, pp. 697-703, 5// 2004. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2004.01.015>
- [95] A. J. Niemi, R. Ylinen, et V. Räsänen, "Control of grinding circuits using phenomenological models," *Powder Technology*, vol. 69, pp. 47-52, 1// 1992. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(92\)85006-H](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(92)85006-H)
- [96] S. Nomura, "Dispersion properties for residence time distributions in tumbling ball mills," *Powder Technology*, vol. 222, pp. 37-51, 5// 2012. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.powtec.2012.01.034>
- [97] S. Nomura, "Analysis of holdups in continuous ball mills," *Powder Technology*, vol. 235, pp. 443-453, 2// 2013. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.powtec.2012.10.053>
- [98] E. Nunez, G. MacPherson, D. Graffi, et A. Tuzun, "Self-optimizing Grinding Control for Maximising Throughput while maintaining cyclone overflow specifications," *Proceedings of the 41st annual canadian mineral processors conference*, 2009.
- [99] A. O'Dwyer, *Handbook of PI and PID controller tuning rules*, 3rd ed ed. London: Imperial College Press, 2009.

- [100] K. A. Pericleous, "Mathematical simulation of hydrocyclones," *Applied Mathematical Modelling*, vol. 11, pp. 242-255, 8// 1987. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0307-904X\(87\)90139-9](http://dx.doi.org/10.1016/0307-904X(87)90139-9)
- [101] K. A. Pericleous et N. Rhodes, "The hydrocyclone classifier — A numerical approach," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 17, pp. 23-43, 5// 1986. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516\(86\)90044-X](http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516(86)90044-X)
- [102] T. W. G. PLC. (2020-05-14). *Weir product catalog cavex CVX*. Available: [https://www.global.weir/products/product-catalogue/cavex-cvx/?&pr\[\]=5995&pr\[\]=3944](https://www.global.weir/products/product-catalogue/cavex-cvx/?&pr[]=5995&pr[]=3944)
- [103] T. W. G. PLC. (2020-05-14). *Weir product catalog enduron horizontal screens*. Available: <https://www.global.weir/products/product-catalogue/enduron-horizontal-screens/>
- [104] L. R. Plitt, "A mathematical model of the hydrocyclone classifier," *CIM Bulletin* 69 (776), pp. 114–123, 1976.
- [105] A. Pomerleau, D. Hodouin, A. Desbiens, et É. Gagnon, "A survey of grinding circuit control methods: from decentralized PID controllers to multivariable predictive controllers," *Powder Technology*, vol. 108, pp. 103-115, 3/20/ 2000. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0032-5910\(99\)00207-7](http://dx.doi.org/10.1016/S0032-5910(99)00207-7)
- [106] A. V. Potapov et C. S. Campbell, "Computer simulation of impact-induced particle breakage," *Powder Technology*, vol. 81, pp. 207-216, 12// 1994. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(94\)02907-5](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(94)02907-5)
- [107] A. V. Potapov et C. S. Campbell, "Computer simulation of shear-induced particle attrition," *Powder Technology*, vol. 94, pp. 109-122, 12/1/ 1997. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0032-5910\(97\)03277-4](http://dx.doi.org/10.1016/S0032-5910(97)03277-4)
- [108] A. V. Potapov et C. S. Campbell, "The two mechanisms of particle impact breakage and the velocity effect," *Powder Technology*, vol. 93, pp. 13-21, 9// 1997. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0032-5910\(97\)03242-7](http://dx.doi.org/10.1016/S0032-5910(97)03242-7)
- [109] A. V. Potapov, C. S. Campbell, et M. A. Hopkins, "A two-dimensional dynamic simulation of solid fracture part II: examples," *International Journal of Modern Physics C*, vol. 06, pp. 399-425, 1995/06/01 1995. doi: <http://doi.org/10.1142/S0129183195000289>
- [110] M. S. Powell et A. T. McBride, "What is required from {DEM} simulations to model breakage in mills?," *Minerals Engineering*, vol. 19, pp. 1013-1021, 8// 2006. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2006.03.009>
- [111] M. S. Powell et R. D. Morrison, "The future of comminution modelling," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 84, pp. 228-239, 10/19/ 2007. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.minpro.2006.08.003>
- [112] V. R. Radhakrishnan, "Model based supervisory control of a ball mill grinding circuit," *Journal of Process Control*, vol. 9, pp. 195-211, 6// 1999. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0959-1524\(98\)00048-1](http://dx.doi.org/10.1016/S0959-1524(98)00048-1)
- [113] R. K. Rajamani et J. A. Herbst, "Optimal control of a ball mill grinding circuit—1. Grinding circuit modeling and dynamic simulation," *Chemical Engineering Science*, vol. 46, pp. 861-870, // 1991. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509\(91\)80193-3](http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509(91)80193-3)
- [114] R. K. Rajamani et J. A. Herbst, "Optimal control of a ball mill grinding circuit—2. Feedback and optimal control," *Chemical Engineering Science*, vol. 46, pp. 871-879, // 1991. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509\(91\)80194-4](http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509(91)80194-4)

- [115] M. Ramasamy, S. S. Narayanan, et C. D. P. Rao, "Control of ball mill grinding circuit using model predictive control scheme," *Journal of Process Control*, vol. 15, pp. 273-283, 4// 2005. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.procont.2004.06.006>
- [116] K. J. Reid, "A solution to the batch grinding equation," *Chemical Engineering Science*, vol. 20, pp. 953-963, 1965/11/01 1965. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509\(65\)80093-8](http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509(65)80093-8)
- [117] P. R. V. Rittinger, "Lehrbuch der Aufbereitungs Kunde," *Ernst and Korn*, 1867.
- [118] R. S. C. Rogers, "A classification function for vibrating screens," *Powder Technology*, vol. 31, pp. 135-137, 1982/01/01 1982. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(82\)80015-6](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(82)80015-6)
- [119] R. S. C. Rogers et L. G. Austin, "Residence time distributions in ball mills," *Particulate Science and Technology*, vol. 2, pp. 191-209, 1984/04/01 1984. doi: <http://dx.doi.org/10.1080/02726358408906404>
- [120] R. S. C. Rogers, D. G. Bell, et A. M. Hukki, "A short-lived radioactive tracer method for the measurement of closed circuit ball mill residence time distributions," *Powder Technology*, vol. 32, pp. 245-252, 7// 1982. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(82\)85026-2](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(82)85026-2)
- [121] Z. Rogovin, A. Casali, et J. A. Herbst, "Tracer study of mass transport and grinding in a rod mill," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 22, pp. 149-167, 4// 1988. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516\(88\)90061-0](http://dx.doi.org/10.1016/0301-7516(88)90061-0)
- [122] M. Ruel, "Design and Optimization of SAG Mill Process Control," in *SAG Conference*, Vancouver, BC, 2015, p. 13.
- [123] D. Sbárbaro, "Dynamic Simulation and Model-based Control System Design for Comminution Circuits," in *Advanced control and supervision of mineral processing plants*, D. Sbárbaro et R. del Villar, Eds., ed London: Springer, 2010, pp. 213-245.
- [124] S. Schuetz, G. Mayer, M. Bierdel, et M. Piesche, "Investigations on the flow and separation behaviour of hydrocyclones using computational fluid dynamics," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 73, pp. 229-237, 2/3/ 2004. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0301-7516\(03\)00075-9](http://dx.doi.org/10.1016/S0301-7516(03)00075-9)
- [125] D. E. Seborg, T. F. Edgar, D. A. Melllichamp, et F. J. Doyle III, *Process dynamics and control*, 3rd ed ed. Hoboken, N.J: John Wiley & Sons, Inc, 2011.
- [126] I. Shah et L. G. Austin, "Breakage Rates and Size Distributions in Dry Ball Milling for Fine Sizes," in *Ultrafine Grinding and Separation of Industrial Minerals*, ed: SME, 1983, p. 10.
- [127] K. Shoji et L. G. Austin, "A model for batch rod milling," *Powder Technology*, vol. 10, pp. 29-35, 7// 1974. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(74\)85028-X](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(74)85028-X)
- [128] P. Songfack et R. Rajamani, "Hold-up studies in a pilot scale continuous ball mill: dynamic variations due to changes in operating variables," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 57, pp. 105-123, 8// 1999. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0301-7516\(99\)00010-1](http://dx.doi.org/10.1016/S0301-7516(99)00010-1)
- [129] E. T. Stamboliadis, "The energy distribution theory of comminution specific surface energy, mill efficiency and distribution mode," *Minerals Engineering*, vol. 20, pp. 140-145, 2// 2007. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2006.07.009>

- [130] S. H. R. Swaroop, A. Z. M. Abouzeid, et D. W. Fuerstenau, "Flow of particulate solids through tumbling mills," *Powder Technology*, vol. 28, pp. 253-260, 4// 1981. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(81\)87051-9](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(81)87051-9)
- [131] C. Tangsathikulchai et L. G. Austin, "The effect of slurry density on breakage parameters of quartz, coal and copper ore in a laboratory ball mill," *Powder Technology*, vol. 42, pp. 287-296, 6// 1985. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910\(85\)80068-1](http://dx.doi.org/10.1016/0032-5910(85)80068-1)
- [132] D. Tromans, "Mineral comminution: Energy efficiency considerations," *Minerals Engineering*, vol. 21, pp. 613-620, 7// 2008. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.mineng.2007.12.003>
- [133] N. S. Weerasekara, M. S. Powell, P. W. Cleary, L. M. Tavares, M. Evertsson, R. D. Morrison, *et al.*, "The contribution of DEM to the science of comminution," *Powder Technology*, vol. 248, pp. 3-24, 11// 2013. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.powtec.2013.05.032>
- [134] D. Wei et I. K. Craig, "Grinding mill circuits — A survey of control and economic concerns," *International Journal of Mineral Processing*, vol. 90, pp. 56-66, 2/16/ 2009. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.minpro.2008.10.009>
- [135] J. B. Yianatos, M. A. Lisboa, et D. R. Baeza, "Grinding capacity enhancement by solid concentration control of hydrocyclone underflow," *Minerals Engineering*, vol. 15, pp. 317-323, 5// 2002. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/S0892-6875\(02\)00027-4](http://dx.doi.org/10.1016/S0892-6875(02)00027-4)
- [136] M. Zolghadri, M. Noaparast, et S. Z. Shafaei Tonkaboni, "A novel theory for energy considerations in breakage function," *Powder Technology*, vol. 331, pp. 338-345, 2018/05/15/ 2018. doi: <http://doi.org/10.1016/j.powtec.2018.03.016>

Annexe A - Échantillonnage du circuit de comminution de la mine Niobec

Cette annexe présente les distributions granulométriques mesurées pour chacun des échantillons prélevés lors des trois campagnes d'échantillonnage en usine.

Annexe A.1. Régime continu

Tableau A 1.1 : Distribution granulométrique de l'échantillonnage en régime continu

| P ₈₀ | 71,8 mm | 16,3 mm | 1487 µm | 784,5 µm | 866,1 µm | 632,6 µm | 165,5 µm |
|-----------------|---------|----------|------------|----------|--------------|------------|-------------|
| P ₅₀ | 51,6 mm | 7,6 mm | 429,5 µm | 283,9 µm | 350,6 µm | 266,4 µm | 69,7 µm |
| P ₂₀ | 7,9 mm | 653,2 µm | 60,3 µm | 88,2 µm | 142,6 µm | 87,6 µm | 16,1 µm |
| Intervalle | Alim CC | Alim RM | Produit RM | Alim HC | Sousverse HC | Produit BM | Surverse HC |
| -100/+90 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -90 /+75 mm | 92,9 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -75/+63 mm | 87,3 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -63/+50 mm | 59,9 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -50/+37,5 mm | 48,6 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -37,5/+25 mm | 37,7 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -25/+19 mm | 32,3 % | 97,7 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -19/+12,5 mm | 27,0 % | 88,8 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -12,5/+9,5 mm | 24,3 % | 67,8 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -9,5/+6,3 mm | 20,9 % | 56,6 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -6,3/+4,75 mm | 19,1 % | 45,1 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 17,2 % | 39,8 % | 99,4 % | 99,7 % | 99,7 % | 99,7 % | 100 % |
| -3,35/+2,36 mm | 17,2 % | 34,4 % | 97,6 % | 98,8 % | 98,8 % | 99,0 % | 100,0 % |
| -2,36/+1,7 mm | 15,9 % | 30,7 % | 93,1 % | 97,2 % | 97,0 % | 97,8 % | 100,0 % |
| -1,7/+1,18 mm | 14,6 % | 27,6 % | 84,4 % | 93,5 % | 92,8 % | 95,4 % | 100,0 % |
| -1,18/+850 µm | 13,2 % | 24,2 % | 73,6 % | 88,1 % | 86,8 % | 91,4 % | 100,0 % |
| -850/+600 µm | 12,2 % | 21,8 % | 64,7 % | 82,0 % | 79,6 % | 86,2 % | 99,9 % |
| -600/+425 µm | 11,1 % | 19,5 % | 56,7 % | 74,3 % | 70,6 % | 79,1 % | 99,6 % |
| -425/+300 µm | 10,0 % | 17,4 % | 49,8 % | 64,4 % | 58,2 % | 69,1 % | 98,8 % |
| -300/+212 µm | 8,9 % | 15,3 % | 43,2 % | 52,1 % | 44,4 % | 55,0 % | 95,6 % |
| -212/+150 µm | 7,9 % | 13,4 % | 37,6 % | 40,5 % | 31,6 % | 41,9 % | 88,2 % |
| -150/+106 µm | 6,9 % | 11,6 % | 32,5 % | 30,6 % | 21,1 % | 31,8 % | 77,3 % |
| -106/+75 µm | 5,9 % | 9,7 % | 27,5 % | 23,1 % | 14,4 % | 23,7 % | 64,8 % |
| -75/+53 µm | 4,8 % | 7,8 % | 22,5 % | 17,7 % | 10,5 % | 17,5 % | 52,1 % |
| -53/+38 µm | 4,0 % | 6,4 % | 18,8 % | 14,0 % | 7,8 % | 14,0 % | 43,3 % |
| -38/+20 µm | 3,3 % | 5,2 % | 15,7 % | 11,5 % | 6,4 % | 11,2 % | 35,4 % |
| -20 µm | 2,4 % | 3,7 % | 11,2 % | 8,1 % | 4,2 % | 7,8 % | 24,8 % |

Annexe A.2. Premier échelon, -18 % tonnage et ajout d'eau au RM

Tableau A 1.2: Distribution granulométrique de l'échantillonnage du concasseur à cône après le premier échelon

| | | |
|----------------------|-------------------------------|---------------------------|
| P ₈₀ [mm] | 51,3 | 20,4 |
| P ₅₀ [mm] | 18,8 | 7,3 |
| P ₂₀ [mm] | 0,85 | 0,41 |
| Intervalle | Alimentation CC t = 71 min | Produit CC t = 71 min, |
| -90 /+75 mm | 100 % | 100 % |
| -75/+63 mm | 94,0 % | 100 % |
| -63/+50 mm | 89,8 % | 100 % |
| -50/+37,5 mm | 78,9 % | 100 % |
| -37,5/+25 mm | 67,6 % | 100 % |
| -25/+19 mm | 55,4 % | 96,8 % |
| -19/+12,5 mm | 50,2 % | 75,0 % |
| -12,5/+9,5 mm | 43,0 % | 65,7 % |
| -9,5/+6,3 mm | 39,3 % | 56,3 % |
| -6,3/+4,75 mm | 34,3 % | 47,2 % |
| -4,75/+3,35 mm | 31,6 % | 42,6 % |
| -3,35/+2,36 mm | 28,4 % | 37,8 % |
| -2,36/+1,7 mm | 26,2 % | 34,3 % |
| -1,7/+1,18 mm | 24,2 % | 30,9 % |
| -1,18/+850 µm | 21,9% | 27,9% |
| -850/+600 µm | 20,0% | 25,2% |
| -600/+425 µm | 18,1% | 22,7% |
| -425/+300 µm | 16,3% | 20,2% |
| -300/+212 µm | 14,3% | 18,0% |
| -212/+150 µm | 12,5% | 15,8% |
| -150/+106 µm | 10,7% | 13,2% |
| -106/+75 µm | 8,9 % | 11,1 % |
| -75/+53 µm | 7,1 % | 9,2 % |
| -53/+38 µm | 5,8 % | 7,4 % |
| -38/+20 µm | 4,7 % | 6,1 % |
| -20 µm | 3,2 % | 4,3 % |

Tableau A 1.3: Distribution granulométrique du produit broyeur à barres lors du premier échelon

| | | | | | | | | | |
|----------------------|---------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 1001,19 | 972,09 | 901,12 | 951,91 | 831,05 | 840,03 | 794,33 | 829,98 | 825,74 |
| P ₅₀ [mm] | 297,92 | 287,49 | 274,86 | 295,31 | 252,91 | 256,88 | 234,49 | 266,91 | 251,02 |
| P ₂₀ [mm] | 50,16 | 50,37 | 46,87 | 52,41 | 44,45 | 44,56 | 41,55 | 49,91 | 43,58 |
| Intervalle | t = 0 | t = 1 | t = 2 | t = 3 | t = 5 | t = 8 | t = 12 | t = 20 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 100 % | 99,9 % | 100 % | 99,9 % | 99,9 % | 100 % | 100 % | 100 % | 99,8 % |
| -3,35/+2,36 mm | 99,5 % | 99,4 % | 99,8 % | 99,6 % | 99,7 % | 99,8 % | 99,8 % | 99,7 % | 99,6 % |
| -2,36/+1,7 mm | 98,2 % | 98,5 % | 98,8 % | 98,5 % | 98,8 % | 98,8 % | 99,1 % | 98,8 % | 98,8 % |
| -1,7/+1,18 mm | 93,8 % | 94,3 % | 95,4 % | 94,8 % | 96,0 % | 95,8 % | 96,7 % | 96,1 % | 95,9 % |
| -1,18/+850 µm | 85,0 % | 85,6 % | 87,8 % | 86,4 % | 88,8 % | 88,8 % | 90,2 % | 89,4 % | 89,2 % |

| | | | | | | | | | |
|--------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| -850/+600 µm | 75,8 % | 76,7 % | 78,6 % | 77,1 % | 80,5 % | 80,3 % | 82,1 % | 80,8 % | 80,9 % |
| -600/+425 µm | 66,5% | 67,6% | 68,6% | 67,5% | 71,2% | 70,8% | 72,8% | 71,0% | 71,6% |
| -425/+300 µm | 58,2% | 59,1% | 60,2% | 58,7% | 62,4% | 62,1% | 64,0% | 61,8% | 62,7% |
| -300/+212 µm | 50,1% | 51,0% | 52,0% | 50,3% | 53,9% | 53,6% | 55,5% | 52,8% | 54,1% |
| -212/+150 µm | 43,3% | 44,0% | 45,0% | 43,2% | 46,6% | 46,3% | 48,1% | 45,3% | 46,7% |
| -150/+106 µm | 36,9% | 37,4% | 38,4% | 36,7% | 40,0% | 39,6% | 41,2% | 38,4% | 39,9% |
| -106/+75 µm | 30,9% | 31,2% | 32,2% | 30,5% | 33,6% | 33,2% | 34,5% | 31,9% | 33,4% |
| -75/+53 µm | 24,9% | 25,0% | 26,0% | 24,4% | 27,0% | 26,8% | 27,9% | 25,5% | 27,0% |
| -53/+38 µm | 20,7 % | 20,6 % | 21,6 % | 20,1 % | 22,3 % | 22,3 % | 23,2 % | 20,8 % | 22,5 % |
| -38/+20 µm | 17,0 % | 17,0 % | 17,7 % | 16,4 % | 18,2 % | 18,2 % | 19,0 % | 16,8 % | 18,5 % |
| -20 µm | 11,6 % | 11,5 % | 12,2 % | 11,2 % | 12,7 % | 12,8 % | 13,3 % | 11,6 % | 13,1 % |

Tableau A 1.4: Distribution granulométrique de l'alimentation des hydrocyclones lors du premier échelon

| | | |
|----------------------|--------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 576,41 | 462,94 |
| P ₅₀ [mm] | 242,20 | 207,81 |
| P ₂₀ [mm] | 83,88 | 85,31 |
| Intervalle | t = 0 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 100 % | 100 % |
| -3,35/+2,36 mm | 99,6 % | 99,9 % |
| -2,36/+1,7 mm | 98,9 % | 99,5 % |
| -1,7/+1,18 mm | 96,8 % | 98,1 % |
| -1,18/+850 µm | 92,8% | 95,3% |
| -850/+600 µm | 87,9% | 91,5% |
| -600/+425 µm | 81,2% | 86,0% |
| -425/+300 µm | 72,3% | 78,3% |
| -300/+212 µm | 59,1% | 66,5% |
| -212/+150 µm | 45,3% | 51,0% |
| -150/+106 µm | 34,1% | 36,3% |
| -106/+75 µm | 25,0% | 25,3% |
| -75/+53 µm | 18,0% | 17,4% |
| -53/+38 µm | 14,2 % | 13,2 % |
| -38/+20 µm | 11,2 % | 10,5 % |
| -20 µm | 7,4 % | 6,9 % |

Tableau A 1.5: Distribution granulométrique de la sousverse des hydrocyclones lors du premier échelon

| | | | | | | | | | |
|----------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 632,78 | 602,59 | 576,18 | 556,91 | 509,74 | 522,93 | 492,38 | 511,69 | 484,00 |
| P ₅₀ [mm] | 287,29 | 281,54 | 274,03 | 264,55 | 256,26 | 249,51 | 248,92 | 241,00 | 238,59 |
| P ₂₀ [mm] | 123,91 | 127,56 | 131,30 | 130,19 | 120,97 | 121,24 | 119,86 | 123,80 | 116,52 |
| Intervalle | t = 0 | t = 3 | t = 5 | t = 8 | t = 13 | t = 18 | t = 24 | t = 34 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 99,9 % | 99,9 % | 99,8 % | 100 % | 99,9 % | 100 % | 100 % | 99,9 % | 100 % |
| -3,35/+2,36 mm | 99,7 % | 99,7 % | 99,7 % | 99,7 % | 99,7 % | 99,8 % | 99,8 % | 99,8 % | 99,9 % |
| -2,36/+1,7 mm | 99,2 % | 99,1 % | 99,3 % | 99,3 % | 99,5 % | 99,6 % | 99,5 % | 99,6 % | 99,4 % |
| -1,7/+1,18 mm | 97,0 % | 97,1 % | 97,9 % | 98,0 % | 98,5 % | 98,5 % | 98,6 % | 98,3 % | 98,3 % |

| | | | | | | | | | |
|---------------|--------|--------|-------|-------|--------|--------|--------|--------|--------|
| -1,18/+850 µm | 92,5% | 93,1% | 94,5% | 95,0% | 95,9% | 95,9% | 95,9% | 95,7% | 95,6% |
| -850/+600 µm | 86,8% | 87,6% | 89,2% | 90,0% | 91,6% | 91,3% | 91,9% | 91,2% | 91,7% |
| -600/+425 µm | 79,0% | 79,9% | 81,6% | 82,7% | 85,0% | 84,5% | 85,7% | 84,7% | 85,7% |
| -425/+300 µm | 68,2% | 69,3% | 70,1% | 71,7% | 75,3% | 74,3% | 76,5% | 75,3% | 77,1% |
| -300/+212 µm | 52,3% | 53,6% | 55,0% | 57,0% | 59,3% | 60,1% | 61,0% | 62,2% | 62,9% |
| -212/+150 µm | 36,5% | 36,4% | 38,1% | 39,6% | 40,6% | 42,5% | 42,0% | 44,0% | 44,4% |
| -150/+106 µm | 25,0% | 24,3% | 23,8% | 24,1% | 26,3% | 26,4% | 26,9% | 26,2% | 28,2% |
| -106/+75 µm | 16,6% | 15,9% | 14,8% | 14,9% | 16,8% | 16,6% | 16,8% | 15,8% | 17,4% |
| -75/+53 µm | 10,8 % | 10,0 % | 9,8 % | 9,9 % | 10,4 % | 11,2 % | 10,0 % | 10,3 % | 10,2 % |
| -53/+38 µm | 8,0 % | 7,4 % | 6,6 % | 7,0 % | 7,6 % | 8,1 % | 7,3 % | 7,0 % | 7,3 % |
| -38/+20 µm | 6,2 % | 6,0 % | 5,2 % | 5,7 % | 6,1 % | 6,8 % | 5,8 % | 5,7 % | 5,6 % |
| -20 µm | 4,3 % | 3,9 % | 3,3 % | 3,7 % | 4,0 % | 4,8 % | 3,9 % | 3,7 % | 3,9 % |

Tableau A1.6: Distribution granulométrique du produit broyeur à boulets lors du premier échelon

| | | | | | | | | | |
|----------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 472,39 | 444,78 | 437,30 | 410,16 | 407,99 | 389,49 | 385,28 | 383,24 | 375,43 |
| P ₅₀ [mm] | 224,56 | 223,66 | 214,32 | 212,69 | 206,84 | 202,09 | 199,34 | 196,23 | 192,35 |
| P ₂₀ [mm] | 84,76 | 88,40 | 88,09 | 87,78 | 88,94 | 84,81 | 85,27 | 87,52 | 83,64 |
| Intervalle | t = 0 | t = 4 | t = 6 | t = 9 | t = 14 | t = 19 | t = 25 | t = 35 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 99,9 % | 99,9 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -3,35/+2,36 mm | 99,8 % | 99,9 % | 99,8 % | 99,8 % | 99,9 % | 100 % | 99,9 % | 99,9 % | 100 % |
| -2,36/+1,7 mm | 99,5 % | 99,6 % | 99,6 % | 99,5 % | 99,6 % | 99,8 % | 99,6 % | 99,9 % | 99,8 % |
| -1,7/+1,18 mm | 98,3 % | 98,8 % | 99,0 % | 99,0 % | 99,1 % | 99,4 % | 99,2 % | 99,5 % | 99,4 % |
| -1,18/+850 µm | 95,8 % | 96,7 % | 97,3 % | 97,5 % | 97,7 % | 98,2 % | 98,0 % | 98,3 % | 98,1 % |
| -850/+600 µm | 92,2% | 93,4% | 94,2% | 94,8% | 95,1% | 95,8% | 95,7% | 96,0% | 95,8% |
| -600/+425 µm | 86,5% | 87,8% | 88,7% | 89,9% | 90,2% | 91,3% | 91,3% | 91,5% | 91,7% |
| -425/+300 µm | 77,6% | 79,0% | 79,3% | 81,7% | 81,8% | 83,9% | 84,2% | 83,9% | 84,9% |
| -300/+212 µm | 63,4% | 64,3% | 65,9% | 67,2% | 68,9% | 70,2% | 71,0% | 72,2% | 72,6% |
| -212/+150 µm | 47,8% | 47,8% | 49,6% | 49,8% | 51,4% | 52,4% | 53,2% | 54,7% | 55,3% |
| -150/+106 µm | 35,0% | 34,5% | 34,2% | 35,3% | 34,5% | 37,2% | 37,4% | 36,1% | 38,7% |
| -106/+75 µm | 25,1% | 24,4% | 23,8% | 24,6% | 23,4% | 25,8% | 25,7% | 24,2% | 26,4% |
| -75/+53 µm | 17,7% | 16,7% | 17,2% | 16,8% | 17,3% | 17,3% | 17,2% | 17,1% | 17,5% |
| -53/+38 µm | 13,7% | 12,8% | 12,7% | 12,8% | 12,7% | 13,2% | 13,0% | 12,5% | 13,2% |
| -38/+20 µm | 10,7 % | 10,4 % | 10,4 % | 10,3 % | 10,4 % | 10,6 % | 10,5 % | 10,3 % | 10,4 % |
| -20 µm | 7,3 % | 6,9 % | 6,8 % | 6,9 % | 7,1 % | 6,9 % | 6,9 % | 7,0 % | 7,1 % |

Tableau A 1.7: Distribution granulométrique de la surverse des hydrocyclones lors du premier échelon

| | | | | | | | | | |
|----------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 157,69 | 148,65 | 144,82 | 113,46 | 127,13 | 153,82 | 138,49 | 138,12 | 121,25 |
| P ₅₀ [mm] | 70,27 | 63,24 | 66,19 | 49,48 | 57,82 | 68,77 | 63,78 | 62,22 | 55,17 |
| P ₂₀ [mm] | 16,82 | 16,02 | 16,41 | 13,57 | 15,18 | 16,73 | 15,48 | 15,62 | 14,01 |
| Intervalle | t = 0 | t = 3 | t = 5 | t = 8 | t = 13 | t = 18 | t = 24 | t = 34 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 99,9 % | 99,9 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -3,35/+2,36 mm | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % |
| -2,36/+1,7 mm | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,8 % | 99,8 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % |

| | | | | | | | | | |
|---------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| -1,7/+1,18 mm | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,8 % | 99,7 % | 99,8 % | 99,9 % | 99,8 % | 99,9 % |
| -1,18/+850 µm | 99,8% | 99,9% | 99,9% | 99,7% | 99,7% | 99,8% | 99,8% | 99,8% | 99,9% |
| -850/+600 µm | 99,8% | 99,8% | 99,9% | 99,7% | 99,7% | 99,8% | 99,8% | 99,7% | 99,8% |
| -600/+425 µm | 99,7% | 99,8% | 99,8% | 99,6% | 99,6% | 99,7% | 99,8% | 99,7% | 99,8% |
| -425/+300 µm | 99,3% | 99,6% | 99,6% | 99,5% | 99,5% | 99,6% | 99,7% | 99,6% | 99,7% |
| -300/+212 µm | 97,2 % | 98,4 % | 98,4 % | 99,1 % | 98,9 % | 98,5 % | 99,1 % | 99,2 % | 99,4 % |
| -212/+150 µm | 90,3 % | 93,2 % | 92,9 % | 97,2 % | 96,2 % | 93,5 % | 95,3 % | 96,2 % | 97,5 % |
| -150/+106 µm | 78,5 % | 80,4 % | 81,5 % | 90,5 % | 87,2 % | 79,1 % | 83,7 % | 84,0 % | 89,2 % |
| -106/+75 µm | 65,6 % | 67,5 % | 68,4 % | 77,9 % | 73,3 % | 65,0 % | 69,5 % | 69,2 % | 75,1 % |
| -75/+53 µm | 52,0 % | 56,1 % | 54,1 % | 65,0 % | 58,4 % | 53,2 % | 55,1 % | 56,9 % | 59,7 % |
| -53/+38 µm | 42,8 % | 44,7 % | 43,9 % | 52,1 % | 47,7 % | 41,9 % | 45,1 % | 45,0 % | 48,9 % |
| -38/+20 µm | 34,4 % | 36,9 % | 35,6 % | 43,2 % | 38,7 % | 34,6 % | 36,7 % | 37,1 % | 39,5 % |
| -20 µm | 23,8 % | 25,0 % | 24,4 % | 29,5 % | 26,3 % | 23,9 % | 25,8 % | 25,6 % | 28,6 % |

Annexe A.3. Second échelon, -16 % tonnage alimenté et ajout d'eau fixe au broyeur à barre

Tableau A1.8: Distribution granulométrique de l'échantillonnage du concasseur à cône après le second échelon

| | | |
|----------------------|-------------------------------|---------------------------|
| P ₈₀ [mm] | 45,8 | 18,2 |
| P ₅₀ [mm] | 17,2 | 9,2 |
| P ₂₀ [mm] | 1,2 | 0,84 |
| Intervalle | Alimentation CC t = 71 min | Produit CC t = 71 min, |
| -90 /+75 mm | 100 % | 100 % |
| -75/+63 mm | 100 % | 100 % |
| -63/+50 mm | 92,9 % | 100 % |
| -50/+37,5 mm | 85,1 % | 100 % |
| -37,5/+25 mm | 69,8 % | 99,8 % |
| -25/+19 mm | 59,1 % | 95,9 % |
| -19/+12,5 mm | 52,3 % | 83,0 % |
| -12,5/+9,5 mm | 43,8 % | 60,1 % |
| -9,5/+6,3 mm | 39,4 % | 50,9 % |
| -6,3/+4,75 mm | 33,3 % | 41,6 % |
| -4,75/+3,35 mm | 30,2 % | 36,7 % |
| -3,35/+2,36 mm | 26,7 % | 31,7 % |
| -2,36/+1,7 mm | 24,3 % | 28,2 % |
| -1,7/+1,18 mm | 22,0 % | 25,1 % |
| -1,18/+850 µm | 19,9% | 22,3% |
| -850/+600 µm | 18,1% | 20,1% |
| -600/+425 µm | 16,4% | 18,1% |
| -425/+300 µm | 14,8% | 16,3% |
| -300/+212 µm | 13,3% | 14,4% |
| -212/+150 µm | 11,8% | 12,8% |
| -150/+106 µm | 10,2% | 11,2% |
| -106/+75 µm | 8,6% | 9,5% |

| | | |
|-----------------------|-------|-------|
| -75/+53 μm | 7,3% | 7,8% |
| -53/+38 μm | 6,0% | 6,6% |
| -38/+20 μm | 5,1 % | 5,5 % |
| -20 μm | 3,7 % | 3,4 % |

Tableau A 1.9: Distribution granulométrique du produit broyeur à barres lors du second échelon

| | | | | | | | | | |
|--------------------------|---------|---------|---------|---------|---------|--------|---------|---------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 1284,67 | 1283,03 | 1314,15 | 1245,77 | 1087,32 | 982,26 | 1019,10 | 1025,07 | 957,97 |
| P ₅₀ [mm] | 382,63 | 386,10 | 384,30 | 376,81 | 332,78 | 304,24 | 309,69 | 319,44 | 291,31 |
| P ₂₀ [mm] | 57,55 | 56,69 | 55,31 | 55,11 | 49,89 | 46,59 | 48,40 | 49,48 | 44,59 |
| Intervalle | t = 0 | t = 1 | t = 2 | t = 3 | t = 5 | t = 8 | t = 12 | t = 20 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 99,6 % | 99,7 % | 99,4 % | 99,8 % | 100 % | 99,8 % | 100 % | 99,9 % | 99,6 % |
| -3,35/+2,36 mm | 98,6 % | 98,8 % | 98,4 % | 98,6 % | 99,3 % | 99,5 % | 99,5 % | 99,6 % | 99,2 % |
| -2,36/+1,7 mm | 95,6 % | 95,8 % | 95,0 % | 96,1 % | 97,3 % | 98,5 % | 98,3 % | 97,9 % | 98,1 % |
| -1,7/+1,18 mm | 88,6 % | 88,2 % | 87,7 % | 89,0 % | 92,3 % | 94,3 % | 93,4 % | 93,5 % | 94,2 % |
| -1,18/+850 μm | 77,8 % | 78,0 % | 77,3 % | 78,7 % | 82,7 % | 85,8 % | 84,7 % | 84,4 % | 86,1 % |
| -850/+600 μm | 68,4% | 68,6% | 68,2% | 69,4% | 73,1% | 76,1% | 75,0% | 75,0% | 77,0% |
| -600/+425 μm | 59,9% | 59,8% | 59,7% | 60,4% | 63,8% | 66,4% | 65,5% | 65,3% | 67,6% |
| -425/+300 μm | 52,4% | 52,0% | 52,3% | 52,5% | 55,7% | 57,8% | 56,7% | 56,8% | 58,8% |
| -300/+212 μm | 45,3% | 45,5% | 45,3% | 46,0% | 48,0% | 49,7% | 49,4% | 48,8% | 50,6% |
| -212/+150 μm | 39,3% | 39,6% | 39,4% | 40,0% | 41,6% | 43,1% | 42,9% | 42,1% | 43,7% |
| -150/+106 μm | 33,8% | 33,5% | 33,9% | 33,9% | 35,8% | 37,0% | 36,3% | 36,1% | 37,5% |
| -106/+75 μm | 28,4% | 28,1% | 28,6% | 28,4% | 30,2% | 31,2% | 30,4% | 30,4% | 31,6% |
| -75/+53 μm | 23,1% | 23,6% | 23,4% | 23,9% | 24,7% | 25,6% | 25,6% | 24,8% | 25,8% |
| -53/+38 μm | 19,2% | 19,3% | 19,6% | 19,6% | 20,7% | 21,5% | 20,9% | 20,8% | 21,6% |
| -38/+20 μm | 15,8 % | 16,5 % | 16,4 % | 16,7 % | 17,4 % | 18,1 % | 18,0 % | 17,4 % | 17,9 % |
| -20 μm | 11,0 % | 12,0 % | 11,9 % | 12,0 % | 12,9 % | 12,9 % | 12,8 % | 12,3 % | 12,7 % |

Tableau A 1.10: Distribution granulométrique de l'alimentation des hydrocyclones lors du second échelon

| | | |
|--------------------------|--------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 789,37 | 506,62 |
| P ₅₀ [mm] | 288,26 | 223,56 |
| P ₂₀ [mm] | 91,80 | 84,43 |
| Intervalle | t = 0 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 100 % | 100 % |
| -3,35/+2,36 mm | 99,4 % | 99,7 % |
| -2,36/+1,7 mm | 98,1 % | 99,2 % |
| -1,7/+1,18 mm | 95,0 % | 97,8 % |
| -1,18/+850 μm | 89,8% | 94,7% |
| -850/+600 μm | 81,8% | 90,5% |
| -600/+425 μm | 74,3% | 84,4% |
| -425/+300 μm | 64,7% | 76,1% |
| -300/+212 μm | 51,6% | 63,3% |
| -212/+150 μm | 39,4% | 48,0% |
| -150/+106 μm | 30,0% | 34,7% |

| | | |
|-------------|-------|-------|
| -106/+75 µm | 22,7% | 25,0% |
| -75/+53 µm | 16,9% | 17,8% |
| -53/+38 µm | 13,6% | 14,0% |
| -38/+20 µm | 11,1% | 11,2% |
| -20 µm | 7,6% | 7,8% |

Tableau A 1.11: Distribution granulométrique de la sousverse des hydrocyclones lors du second échelon

| | | | | | | | | | |
|----------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 810,83 | 826,72 | 773,36 | 720,22 | 635,51 | 592,71 | 609,06 | 594,21 | 567,45 |
| P ₅₀ [mm] | 338,97 | 344,60 | 332,79 | 325,05 | 295,66 | 291,15 | 284,32 | 278,95 | 268,46 |
| P ₂₀ [mm] | 135,42 | 139,14 | 131,64 | 134,48 | 132,74 | 133,01 | 137,23 | 131,73 | 126,50 |
| Intervalle | t = 0 | t = 3 | t = 5 | t = 8 | t = 13 | t = 18 | t = 24 | t = 34 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 100 % | 100 % | 99,7 % | 99,9 % | 100 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 100 % |
| -3,35/+2,36 mm | 99,2 % | 99,2 % | 99,2 % | 99,4 % | 99,8 % | 99,6 % | 99,6 % | 99,4 % | 99,7 % |
| -2,36/+1,7 mm | 97,8 % | 97,7 % | 97,9 % | 98,4 % | 99,4 % | 99,0 % | 98,9 % | 98,7 % | 99,2 % |
| -1,7/+1,18 mm | 94,5 % | 93,8 % | 95,0 % | 96,1 % | 97,3 % | 97,5 % | 97,1 % | 96,9 % | 97,8 % |
| -1,18/+850 µm | 88,5% | 88,1% | 89,6% | 91,2% | 93,3% | 93,8% | 93,2% | 92,9% | 94,4% |
| -850/+600 µm | 81,4% | 80,9% | 82,8% | 84,7% | 87,3% | 88,5% | 87,6% | 87,7% | 89,3% |
| -600/+425 µm | 72,3% | 71,6% | 73,7% | 75,6% | 78,8% | 80,5% | 79,7% | 80,3% | 81,9% |
| -425/+300 µm | 60,5% | 59,0% | 61,8% | 63,3% | 66,0% | 69,0% | 68,1% | 70,1% | 71,8% |
| -300/+212 µm | 45,2% | 45,0% | 45,8% | 46,7% | 50,8% | 51,7% | 53,0% | 54,2% | 56,3% |
| -212/+150 µm | 31,7% | 32,0% | 32,4% | 32,4% | 35,2% | 34,8% | 36,0% | 36,6% | 38,7% |
| -150/+106 µm | 22,3% | 21,7% | 22,9% | 22,5% | 22,9% | 23,0% | 22,3% | 23,5% | 24,8% |
| -106/+75 µm | 15,4% | 14,9% | 15,9% | 15,4% | 15,5% | 15,2% | 14,3% | 15,0% | 15,8% |
| -75/+53 µm | 10,6% | 10,9% | 10,9% | 10,4% | 11,3% | 9,9% | 9,9% | 9,4% | 10,0% |
| -53/+38 µm | 8,1% | 8,2% | 8,5% | 8,0% | 8,6% | 7,4% | 7,1% | 7,0% | 7,4% |
| -38/+20 µm | 6,5 % | 6,9 % | 6,9 % | 6,4 % | 6,5 % | 6,0 % | 5,9 % | 5,5 % | 5,7 % |
| -20 µm | 4,5 % | 4,7 % | 4,9 % | 4,4 % | 4,5 % | 4,1 % | 4,0 % | 3,7 % | 3,8 % |

Tableau A 1.12: Distribution granulométrique du produit broyeur à boulets lors du second échelon

| | | | | | | | | | |
|----------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 595,36 | 592,36 | 564,71 | 546,63 | 493,15 | 488,52 | 476,43 | 467,04 | 416,99 |
| P ₅₀ [mm] | 263,24 | 261,69 | 257,29 | 250,57 | 242,07 | 232,89 | 234,60 | 222,88 | 211,63 |
| P ₂₀ [mm] | 91,40 | 91,24 | 87,16 | 91,78 | 90,34 | 91,53 | 91,89 | 92,39 | 87,82 |
| Intervalle | t = 0 | t = 4 | t = 6 | t = 9 | t = 14 | t = 19 | t = 25 | t = 35 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 99,8 % | 99,8 % | 100 % | 100 % | 99,9 % | 99,9 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -3,35/+2,36 mm | 99,3 % | 99,3 % | 99,8 % | 99,7 % | 99,8 % | 99,8 % | 99,8 % | 99,8 % | 99,8 % |
| -2,36/+1,7 mm | 98,4 % | 98,6 % | 99,1 % | 99,3 % | 99,5 % | 99,5 % | 99,4 % | 99,5 % | 99,7 % |
| -1,7/+1,18 mm | 96,3 % | 96,3 % | 97,3 % | 98,1 % | 98,6 % | 98,6 % | 98,4 % | 98,5 % | 98,9 % |
| -1,18/+850 µm | 92,3% | 92,8% | 94,0% | 95,3% | 96,2% | 96,4% | 96,0% | 96,4% | 97,1% |
| -850/+600 µm | 87,4% | 87,8% | 89,4% | 90,7% | 92,4% | 92,6% | 92,4% | 92,8% | 94,1% |
| -600/+425 µm | 80,3% | 80,5% | 82,1% | 83,4% | 86,0% | 86,5% | 86,4% | 87,0% | 89,1% |
| -425/+300 µm | 70,2% | 69,3% | 71,6% | 72,1% | 76,2% | 76,3% | 77,3% | 77,8% | 80,9% |
| -300/+212 µm | 55,8% | 55,9% | 56,7% | 58,1% | 60,4% | 62,3% | 62,5% | 64,6% | 67,2% |
| -212/+150 µm | 41,9% | 42,4% | 42,9% | 43,7% | 44,6% | 46,2% | 45,7% | 47,9% | 50,1% |

| | | | | | | | | | |
|--------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| -150/+106 µm | 31,3% | 30,7% | 32,3% | 31,1% | 32,4% | 31,9% | 32,5% | 32,4% | 35,2% |
| -106/+75 µm | 23,0% | 22,5% | 23,9% | 22,5% | 23,5% | 22,7% | 23,1% | 22,6% | 24,5% |
| -75/+53 µm | 16,6% | 17,3% | 17,5% | 17,1% | 16,6% | 17,0% | 16,3% | 16,7% | 16,8% |
| -53/+38 µm | 13,2% | 13,3% | 13,9% | 13,1% | 13,1% | 12,9% | 12,7% | 12,5% | 13,0% |
| -38/+20 µm | 10,6% | 11,2% | 11,4% | 11,0% | 10,7% | 10,7% | 10,4% | 10,5% | 10,3% |
| -20 µm | 7,4% | 7,7% | 7,8% | 7,5% | 7,4% | 7,4% | 7,1% | 7,1% | 6,9% |

Tableau A 1.13: Distribution granulométrique de la surverse des hydrocyclones lors du second échelon

| | | | | | | | | | |
|----------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 156,90 | 176,49 | 176,65 | 141,59 | 147,21 | 128,79 | 151,06 | 150,55 | 141,95 |
| P ₅₀ [mm] | 63,96 | 89,80 | 71,43 | 59,11 | 60,30 | 54,10 | 64,27 | 68,14 | 62,98 |
| P ₂₀ [mm] | 15,13 | 16,11 | 16,68 | 14,85 | 14,66 | 14,10 | 15,37 | 16,40 | 15,38 |
| Intervalle | t = 0 | t = 3 | t = 5 | t = 8 | t = 13 | t = 18 | t = 24 | t = 34 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 99,9 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -3,35/+2,36 mm | 99,9 % | 99,9 % | 100 % | 100 % | 99,9 % | 100 % | 100 % | 100 % | 99,9 % |
| -2,36/+1,7 mm | 99,8 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % |
| -1,7/+1,18 mm | 99,8 % | 99,8 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,8 % |
| -1,18/+850 µm | 99,8% | 99,8% | 99,9% | 99,9% | 99,9% | 99,9% | 99,9% | 99,9% | 99,8% |
| -850/+600 µm | 99,7% | 99,7% | 99,9% | 99,8% | 99,8% | 99,9% | 99,9% | 99,9% | 99,7% |
| -600/+425 µm | 99,5% | 99,5% | 99,8% | 99,7% | 99,8% | 99,8% | 99,8% | 99,8% | 99,6% |
| -425/+300 µm | 98,8 % | 98,6 % | 98,7 % | 99,3 % | 99,4 % | 99,7 % | 99,5 % | 99,6 % | 99,4 % |
| -300/+212 µm | 95,7 % | 94,8 % | 95,4 % | 97,2 % | 97,6 % | 98,6 % | 97,9 % | 98,2 % | 98,4 % |
| -212/+150 µm | 88,6 % | 86,3 % | 87,3 % | 92,0 % | 92,3 % | 94,9 % | 92,5 % | 92,4 % | 94,0 % |
| -150/+106 µm | 78,9 % | 75,3 % | 74,5 % | 82,3 % | 80,8 % | 86,0 % | 79,8 % | 79,9 % | 82,5 % |
| -106/+75 µm | 67,5 % | 57,0 % | 62,0 % | 70,2 % | 67,9 % | 73,5 % | 66,6 % | 66,2 % | 68,9 % |
| -75/+53 µm | 54,5 % | 43,6 % | 51,7 % | 56,8 % | 57,2 % | 59,7 % | 55,3 % | 52,9 % | 55,2 % |
| -53/+38 µm | 45,5 % | 38,3 % | 41,5 % | 47,4 % | 46,4 % | 49,5 % | 44,4 % | 43,5 % | 45,7 % |
| -38/+20 µm | 37,3 % | 34,4 % | 34,6 % | 38,9 % | 38,9 % | 40,4 % | 36,9 % | 35,3 % | 37,3 % |
| -20 µm | 26,4 % | 24,8 % | 24,0 % | 26,9 % | 27,3 % | 28,4 % | 26,0 % | 24,4 % | 26,0 % |

Annexe A.4. Troisième échelon, +50 % sur l'ouverture du concasseur à cône

Tableau A 1.14: Distribution granulométrique de l'échantillonnage du concasseur à cône après le troisième échelon

| | | |
|----------------------|-------------------------------|---------------------------|
| P ₈₀ [mm] | 58,5 | 12,8 |
| P ₅₀ [mm] | 33,6 | 9,8 |
| P ₂₀ [mm] | 3,9 | 0,96 |
| Intervalle | Alimentation CC t = 71 min | Produit CC t = 71 min, |
| -90 /+75 mm | 100 % | 100 % |
| -75/+63 mm | 98,1 % | 100 % |
| -63/+50 mm | 85,8 % | 100 % |
| -50/+37,5 mm | 68,9 % | 100 % |
| -37,5/+25 mm | 53,7 % | 100 % |
| -25/+19 mm | 41,7 % | 95,7 % |
| -19/+12,5 mm | 36,3 % | 83,0 % |

| | | |
|----------------|--------|--------|
| -12,5/+9,5 mm | 30,1 % | 58,6 % |
| -9,5/+6,3 mm | 27,2 % | 48,9 % |
| -6,3/+4,75 mm | 23,3 % | 39,2 % |
| -4,75/+3,35 mm | 21,3 % | 34,7 % |
| -3,35/+2,36 mm | 19,0 % | 30,1 % |
| -2,36/+1,7 mm | 17,4 % | 27,0 % |
| -1,7/+1,18 mm | 15,9 % | 24,1 % |
| -1,18/+850 µm | 14,2% | 21,4% |
| -850/+600 µm | 13,0% | 19,3% |
| -600/+425 µm | 11,8% | 17,3% |
| -425/+300 µm | 10,7% | 15,4% |
| -300/+212 µm | 9,5% | 13,8% |
| -212/+150 µm | 8,5% | 12,2% |
| -150/+106 µm | 7,4% | 10,5% |
| -106/+75 µm | 6,4 % | 8,9 % |
| -75/+53 µm | 5,3 % | 7,5 % |
| -53/+38 µm | 4,4 % | 6,1 % |
| -38/+20 µm | 3,7 % | 5,1 % |
| -20 µm | 2,7 % | 3,7 % |

Tableau A 1.15: Distribution granulométrique du produit broyeur à barres lors du troisième échelon

| P ₈₀ [mm] | 1286,6 | 1180,4 | 1311,0 | 1390,0 | 1285,3 | 1448,2 | 1558,5 | 1570,7 | 1426,5 |
|----------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| P ₅₀ [mm] | 399,06 | 356,41 | 404,40 | 431,91 | 385,35 | 444,32 | 472,02 | 472,73 | 417,58 |
| P ₂₀ [mm] | 56,65 | 50,43 | 57,87 | 61,69 | 55,60 | 61,25 | 64,07 | 62,69 | 60,16 |
| Intervalle | t = 0 | t = 1 | t = 2 | t = 3 | t = 5 | t = 8 | t = 12 | t = 20 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 99,6 % | 99,9 % | 99,6 % | 99,6 % | 99,8 % | 99,3 % | 99,3 % | 99,5 % | 99,3 % |
| -3,35/+2,36 mm | 98,5 % | 99,2 % | 98,2 % | 98,0 % | 98,5 % | 97,6 % | 97,0 % | 97,1 % | 97,5 % |
| -2,36/+1,7 mm | 95,6 % | 96,8 % | 95,3 % | 94,5 % | 95,2 % | 93,7 % | 92,2 % | 91,8 % | 93,6 % |
| -1,7/+1,18 mm | 88,7 % | 89,8 % | 88,0 % | 86,2 % | 88,3 % | 84,9 % | 82,9 % | 82,6 % | 85,6 % |
| -1,18/+850 µm | 77,8 % | 80,0 % | 77,3 % | 75,8 % | 77,9 % | 74,7 % | 72,2 % | 72,2 % | 74,9 % |
| -850/+600 µm | 68,1 % | 70,4 % | 67,6 % | 66,2 % | 68,6 % | 65,2 % | 63,2 % | 63,2 % | 65,7 % |
| -600/+425 µm | 59,1% | 61,5% | 58,8% | 57,4% | 59,9% | 56,7% | 55,1% | 55,2% | 57,5% |
| -425/+300 µm | 51,5% | 53,5% | 51,2% | 49,7% | 52,3% | 49,2% | 48,1% | 48,1% | 50,3% |
| -300/+212 µm | 44,4% | 47,1% | 44,1% | 43,4% | 45,2% | 43,0% | 41,6% | 42,2% | 43,5% |
| -212/+150 µm | 38,5% | 41,1% | 38,2% | 37,7% | 39,2% | 37,4% | 36,2% | 36,8% | 37,9% |
| -150/+106 µm | 33,2% | 34,9% | 32,9% | 31,9% | 33,7% | 31,8% | 31,2% | 31,2% | 32,6% |
| -106/+75 µm | 28,2% | 29,5% | 27,8% | 26,7% | 28,6% | 26,7% | 26,5% | 26,3% | 27,6% |
| -75/+53 µm | 23,1 % | 25,0 % | 22,8 % | 22,5 % | 23,4 % | 22,5 % | 21,7 % | 22,3 % | 22,5 % |
| -53/+38 µm | 19,4 % | 20,5 % | 19,2 % | 18,4 % | 19,5 % | 18,5 % | 18,3 % | 18,2 % | 18,8 % |
| -38/+20 µm | 16,2 % | 17,6 % | 16,1 % | 15,7 % | 16,4 % | 15,9 % | 15,4 % | 15,7 % | 15,7 % |
| -20 µm | 11,7 % | 12,7 % | 11,5 % | 11,2 % | 11,5 % | 11,5 % | 11,0 % | 11,2 % | 11,3 % |

Tableau A 1.16: Distribution granulométrique de l'alimentation des hydrocyclones lors du troisième échelon

| | | |
|----------------------|--------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 731,36 | 831,16 |
|----------------------|--------|--------|

| | | |
|----------------------|--------|--------|
| P ₅₀ [mm] | 284,77 | 302,81 |
| P ₂₀ [mm] | 88,44 | 87,40 |
| Intervalle | t = 0 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 99,8 % | 99,3 % |
| -3,35/+2,36 mm | 99,0 % | 98,1 % |
| -2,36/+1,7 mm | 97,7 % | 96,0 % |
| -1,7/+1,18 mm | 94,8 % | 92,4 % |
| -1,18/+850 µm | 89,7 % | 86,9 % |
| -850/+600 µm | 83,7% | 80,6% |
| -600/+425 µm | 75,9% | 72,6% |
| -425/+300 µm | 65,7% | 62,4% |
| -300/+212 µm | 52,1% | 49,7% |
| -212/+150 µm | 39,9% | 38,8% |
| -150/+106 µm | 30,5% | 30,2% |
| -106/+75 µm | 23,3% | 23,4% |
| -75/+53 µm | 17,5% | 17,7% |
| -53/+38 µm | 14,1 % | 14,5 % |
| -38/+20 µm | 11,5 % | 11,7 % |
| -20 µm | 8,0 % | 7,9 % |

Tableau A 1.17: Distribution granulométrique de la sousverse des hydrocyclones lors du troisième échelon

| | | | | | | | | | |
|----------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 808,48 | 786,85 | 795,22 | 790,49 | 886,70 | 914,54 | 970,47 | 976,23 | 908,57 |
| P ₅₀ [mm] | 344,08 | 339,82 | 343,41 | 341,85 | 354,30 | 362,91 | 368,55 | 376,42 | 368,47 |
| P ₂₀ [mm] | 136,74 | 139,19 | 145,10 | 142,83 | 145,06 | 151,12 | 144,93 | 151,34 | 136,77 |
| Intervalle | t = 0 | t = 3 | t = 5 | t = 8 | t = 13 | t = 18 | t = 24 | t = 34 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 99,8 % | 100 % | 99,9 % | 99,8 % | 99,8 % | 99,7 % | 99,5 % | 99,5 % | 99,7 % |
| -3,35/+2,36 mm | 99,3 % | 99,3 % | 99,4 % | 99,1 % | 98,8 % | 98,6 % | 98,2 % | 98,0 % | 98,7 % |
| -2,36/+1,7 mm | 98,0 % | 97,8 % | 98,1 % | 97,6 % | 96,7 % | 96,5 % | 95,8 % | 95,7 % | 96,5 % |
| -1,7/+1,18 mm | 94,7 % | 94,7 % | 94,6 % | 94,4 % | 92,2 % | 91,8 % | 91,1 % | 90,8 % | 92,4 % |
| -1,18/+850 µm | 88,6% | 89,0% | 89,0% | 88,7% | 86,2% | 85,7% | 84,5% | 84,4% | 85,9% |
| -850/+600 µm | 81,6% | 82,3% | 82,0% | 82,2% | 79,2% | 78,6% | 77,4% | 77,3% | 78,7% |
| -600/+425 µm | 72,2% | 73,2% | 72,8% | 73,0% | 70,2% | 69,5% | 68,3% | 68,0% | 69,1% |
| -425/+300 µm | 60,2% | 61,1% | 59,6% | 60,8% | 57,9% | 56,9% | 56,8% | 55,3% | 56,7% |
| -300/+212 µm | 44,5% | 44,8% | 44,9% | 44,5% | 44,0% | 43,0% | 41,8% | 41,7% | 41,9% |
| -212/+150 µm | 31,2% | 31,0% | 31,3% | 30,5% | 30,9% | 29,9% | 29,3% | 29,4% | 30,3% |
| -150/+106 µm | 22,0% | 21,6% | 20,7% | 21,1% | 20,7% | 19,8% | 20,7% | 19,8% | 21,9% |
| -106/+75 µm | 15,4 % | 15,0 % | 14,1 % | 14,5 % | 14,3 % | 13,5 % | 14,6 % | 13,7 % | 15,7 % |
| -75/+53 µm | 10,7 % | 10,4 % | 10,3 % | 9,9 % | 10,6 % | 9,9 % | 10,3 % | 10,1 % | 11,2 % |
| -53/+38 µm | 8,4 % | 8,0 % | 7,6 % | 7,6 % | 8,0 % | 7,4 % | 8,1 % | 7,6 % | 8,8 % |
| -38/+20 µm | 6,7 % | 6,5 % | 6,4 % | 6,2 % | 6,6 % | 6,1 % | 6,7 % | 6,3 % | 7,0 % |
| -20 µm | 4,7 % | 4,4 % | 4,3 % | 4,3 % | 4,6 % | 4,3 % | 4,7 % | 4,5 % | 4,9 % |

Tableau A 1.18: Distribution granulométrique du produit broyeur à boulets lors du troisième échelon

| | | | | | | | | | |
|----------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 598,98 | 587,44 | 598,07 | 588,01 | 651,24 | 665,51 | 686,86 | 726,60 | 676,28 |
| P ₅₀ [mm] | 271,52 | 268,45 | 268,60 | 268,51 | 274,34 | 277,18 | 283,40 | 288,04 | 282,62 |
| P ₂₀ [mm] | 93,25 | 91,27 | 95,06 | 93,07 | 98,40 | 98,89 | 95,06 | 98,50 | 90,58 |
| Intervalle | t = 0 | t = 4 | t = 6 | t = 9 | t = 14 | t = 19 | t = 25 | t = 35 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 99,6 % | 100 % | 100 % | 99,9 % | 99,6 % | 99,8 % | 99,8 % | 99,4 % | 99,6 % |
| -3,35/+2,36 mm | 99,2 % | 99,6 % | 99,3 % | 99,6 % | 98,9 % | 98,9 % | 98,8 % | 98,4 % | 99,0 % |
| -2,36/+1,7 mm | 98,4 % | 98,8 % | 98,6 % | 98,7 % | 97,6 % | 97,7 % | 97,5 % | 96,8 % | 97,7 % |
| -1,7/+1,18 mm | 96,5 % | 97,0 % | 96,6 % | 96,6 % | 95,0 % | 95,1 % | 94,9 % | 93,9 % | 95,1 % |
| -1,18/+850 µm | 92,8 % | 93,4 % | 93,0 % | 92,9 % | 91,2 % | 91,1 % | 90,4 % | 89,5 % | 90,8 % |
| -850/+600 µm | 87,7 % | 88,3 % | 87,9 % | 88,1 % | 85,9 % | 85,7 % | 85,0 % | 83,9 % | 85,5 % |
| -600/+425 µm | 80,1% | 80,8% | 80,1% | 80,7% | 78,5% | 78,0% | 77,3% | 76,0% | 77,6% |
| -425/+300 µm | 69,3% | 70,1% | 68,7% | 70,2% | 67,4% | 66,8% | 66,9% | 64,7% | 66,8% |
| -300/+212 µm | 54,5% | 55,0% | 54,9% | 55,0% | 54,0% | 53,5% | 52,5% | 51,7% | 52,4% |
| -212/+150 µm | 40,7% | 41,1% | 41,2% | 41,0% | 40,4% | 40,1% | 39,4% | 39,1% | 40,1% |
| -150/+106 µm | 30,4% | 30,8% | 29,6% | 30,4% | 28,9% | 28,7% | 29,5% | 28,5% | 30,5% |
| -106/+75 µm | 22,5% | 22,9% | 21,8% | 22,5% | 21,2% | 21,1% | 22,1% | 21,1% | 22,9% |
| -75/+53 µm | 16,4% | 16,8% | 16,8% | 16,5% | 16,3% | 16,3% | 16,2% | 16,4% | 17,0% |
| -53/+38 µm | 13,1 % | 13,4 % | 12,9 % | 13,2 % | 12,6 % | 12,6 % | 13,0 % | 12,8 % | 13,6 % |
| -38/+20 µm | 10,6 % | 11,0 % | 10,9 % | 10,9 % | 10,6 % | 10,6 % | 10,8 % | 10,8 % | 11,0 % |
| -20 µm | 7,4 % | 7,7 % | 7,8 % | 7,6 % | 7,4 % | 7,3 % | 7,5 % | 7,4 % | 7,6 % |

Tableau A 1.19: Distribution granulométrique de la surverse des hydrocyclones lors du troisième échelon

| | | | | | | | | | |
|----------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| P ₈₀ [mm] | 161,31 | 177,34 | 169,38 | 162,65 | 167,54 | 164,88 | 177,47 | 160,54 | 185,57 |
| P ₅₀ [mm] | 64,32 | 69,43 | 71,07 | 65,98 | 70,52 | 64,66 | 73,19 | 70,33 | 74,15 |
| P ₂₀ [mm] | 14,95 | 15,78 | 15,98 | 15,26 | 15,36 | 14,77 | 15,83 | 15,95 | 16,33 |
| Intervalle | t = 0 | t = 3 | t = 5 | t = 8 | t = 13 | t = 18 | t = 24 | t = 34 | t = 60 |
| -6,3/+4,75 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % |
| -4,75/+3,35 mm | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 99,9 % |
| -3,35/+2,36 mm | 99,9 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,8 % |
| -2,36/+1,7 mm | 99,9 % | 100 % | 100 % | 100 % | 100 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,8 % |
| -1,7/+1,18 mm | 99,9 % | 100 % | 99,9 % | 100 % | 99,9 % | 99,8 % | 99,9 % | 99,9 % | 99,7 % |
| -1,18/+850 µm | 99,8% | 99,9% | 99,9% | 100% | 99,9% | 99,8% | 99,9% | 99,9% | 99,5% |
| -850/+600 µm | 99,8% | 99,8% | 99,9% | 99,9% | 99,9% | 99,7% | 99,9% | 99,7% | 99,2% |
| -600/+425 µm | 99,6% | 99,4% | 99,8% | 99,9% | 99,8% | 99,7% | 99,7% | 99,5% | 98,6% |
| -425/+300 µm | 98,8% | 98,2% | 99,0% | 99,3% | 98,9% | 98,9% | 98,8% | 98,4% | 97,2% |
| -300/+212 µm | 95,6% | 94,7% | 95,7% | 96,9% | 95,5% | 96,1% | 95,1% | 94,9% | 92,9% |
| -212/+150 µm | 88,4% | 86,9% | 87,8% | 90,2% | 87,8% | 89,1% | 86,4% | 86,8% | 84,7% |
| -150/+106 µm | 78,1% | 74,6% | 76,4% | 77,4% | 76,9% | 77,1% | 74,9% | 76,9% | 73,7% |
| -106/+75 µm | 66,7% | 62,5% | 64,3% | 64,6% | 64,5% | 65,1% | 62,9% | 64,1% | 62,1% |
| -75/+53 µm | 54,3% | 52,5% | 51,5% | 54,2% | 51,8% | 54,8% | 50,7% | 52,1% | 50,3% |
| -53/+38 µm | 45,4% | 42,7% | 42,9% | 44,0% | 43,1% | 44,6% | 42,1% | 42,3% | 42,0% |
| -38/+20 µm | 37,7% | 35,8% | 35,2% | 37,0% | 35,8% | 37,5% | 34,9% | 35,6% | 34,6% |
| -20 µm | 26,7% | 25,3% | 25,0% | 26,2% | 26,0% | 27,1% | 25,3% | 25,1% | 24,5% |