

Titre: Analyse de la fermeture de circuits d'eau d'un procédé de désencrage de vieux papiers par programmation non linéaire mixte en variable entière
Title:

Auteur: David Brown
Author:

Date: 2004

Type: Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

Référence: Brown, D. (2004). Analyse de la fermeture de circuits d'eau d'un procédé de désencrage de vieux papiers par programmation non linéaire mixte en variable entière [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie.
Citation: <https://publications.polymtl.ca/7232/>

 **Document en libre accès dans PolyPublie**
Open Access document in PolyPublie

URL de PolyPublie: <https://publications.polymtl.ca/7232/>
PolyPublie URL:

Directeurs de recherche: Jean Paris, & François Maréchal
Advisors:

Programme: Non spécifié
Program:

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

**ANALYSE DE LA FERMETURE DE CIRCUITS D'EAU D'UN PROCÉDÉ DE
DÉSENCRAGE DE VIEUX PAPIERS PAR PROGRAMMATION NON
LINÉAIRE MIXTE EN VARIABLE ENTIÈRE**

DAVID BROWN
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES
(GÉNIE CHIMIQUE)
JANVIER 2004



National Library
of Canada

Bibliothèque nationale
du Canada

Acquisitions and
Bibliographic Services

Acquisitions et
services bibliographiques

395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

395, rue Wellington
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Your file Votre référence

ISBN: 0-612-89184-4

Our file Notre référence

ISBN: 0-612-89184-4

The author has granted a non-exclusive licence allowing the National Library of Canada to reproduce, loan, distribute or sell copies of this thesis in microform, paper or electronic formats.

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque nationale du Canada de reproduire, prêter, distribuer ou vendre des copies de cette thèse sous la forme de microfiche/film, de reproduction sur papier ou sur format électronique.

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

L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur qui protège cette thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

In compliance with the Canadian Privacy Act some supporting forms may have been removed from this dissertation.

Conformément à la loi canadienne sur la protection de la vie privée, quelques formulaires secondaires ont été enlevés de ce manuscrit.

While these forms may be included in the document page count, their removal does not represent any loss of content from the dissertation.

Bien que ces formulaires aient inclus dans la pagination, il n'y aura aucun contenu manquant.

Canada

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé :

ANALYSE DE LA FERMETURE DE CIRCUITS D'EAU D'UN PROCÉDÉ DE
DÉSENCRAGE DE VIEUX PAPIERS PAR PROGRAMMATION NON LINÉAIRE
MIXTE EN VARIABLE ENTIÈRE

présenté par : BROWN David

en vue de l'obtention du diplôme de : Maîtrise ès sciences appliquées

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de :

M. PERRIER Michel, Ph.D, président

M. PARIS Jean, Ph.D, membre et directeur de recherche

M. MARÉCHAL François, Ph.D, membre et codirecteur de recherche

M. ROCHE Alain, membre

À mes parents

REMERCIEMENTS

La maîtrise aura été une aventure enrichissante sur de nombreux autres aspects. Non seulement ai-je eu la chance de pouvoir travailler sur divers projets stimulants, mais aussi ai-je pu vivre quelque temps avec ma famille en Belgique et découvrir la Suisse. Je tiens particulièrement à remercier :

Mes directeurs de recherche et coauteurs des publications soumises:

- Jean Paris, mon directeur de recherche, pour m'avoir proposé ce projet et pour son appui et ses conseils;
- François Maréchal, mon codirecteur, pour m'avoir accueilli au sein du Laboratoire d'énergétique industrielle et avoir guidé le volet de ma recherche à l'École Polytechnique Fédérale de Lausanne;
- George Heyen, chef de travaux du Laboratoire d'analyse et synthèse des systèmes chimiques de l'université de Liège, pour son accueil et son aide.

Le personnel de Kruger à Bromptonville en particulier M. Jean Pierre Gagné pour avoir fourni documents et renseignements utiles au projet.

Le programme de coopération dans le domaine de l'enseignement supérieur et de la formation entre le Canada et l'Union Européenne, DRH Canada, MRN Québec, le CRIP et le LENI qui ont contribué à financer ce projet.

Ainsi que :

- Daniel Favrat, directeur du LENI;
- Brigitte Gabioud à Lausanne et Louise Bernier à Montréal pour les questions administratives;
- Tous mes collègues du LASSC et du LENI pour leur convivialité, et en particulier ceux qui m'ont aidé dans mes travaux et projets à divers moments de mon séjour: Marie-Noëlle Dumont, Carine Gerkens, Ahmed Boulaïch, Xavier Pelet, Aline Choulot, Hongtao Li, Julien Godat et Marc Salle;
- Bruno Fécil et Zoé Périn-Levasseur, mes coéquipiers de projets à Montréal.

RÉSUMÉ

L'amélioration de la distribution d'eau dans l'industrie des pâtes et papier et l'augmentation de la production de pâte désencrée sont des questions d'intérêt aussi bien économique qu'environnemental. En Amérique du Nord, l'essor de l'industrie du recyclage du papier a été enclenché au début des années 90 en réaction aux problèmes de gestion de sites d'enfouissement municipaux.

Le désencrage repose sur des principes de séparation essentiellement mécanique de l'encre et des autres contaminants de la pâte. Cependant plusieurs types de produits chimiques sont requis pour ce procédé. La fermeture de circuits d'eau est donc un défi, à cause de la nécessité de satisfaire des besoins opposés en ce qui a trait à la composition des courants en diverses étapes du procédé.

Ce mémoire se rapporte à l'optimisation de la fermeture du réseau d'eau dans un atelier de désencrage moderne de papiers récupérés. Cet atelier a été construit au début des années 90 et rénové à la fin de la décennie pour améliorer la capacité de production. Il est estimé que la consommation d'eau fraîche a été déjà réduite de 20 t/odt à 14,8 t/odt de pâte produite.

Une configuration nominale du procédé a été obtenue par la réconciliation de données, en utilisant un logiciel de type solveur d'équation. Pour que la réconciliation soit possible il faut que les mesures des variables du procédé soient redondantes. Ceci signifie qu'il faut qu'il soit possible de recalculer les valeurs de certaines variables avec différents ensembles de mesures, autrement des données ne peuvent être réconciliées. Dans le modèle calibré, un niveau satisfaisant de redondance a été atteint avec l'utilisation des données provenant de sources disparates. Des spécifications liées aux équipements et à la conception du procédé ont été combinées aux mesures de la salle de contrôle, pour compenser les données manquantes.

Dans la perspective éventuelle d'une mise à jour de la simulation de l'atelier, les informations ne provenant pas de la salle de contrôle ont été ensuite éliminées et un programme faisant usage d'un algorithme génétique a été appliqué pour optimiser la mise au point d'un protocole de mesure. L'obtention d'une solution par programmation a permis d'éviter la planification d'une campagne d'échantillonnage par l'observation du diagramme de procédé. Un tel programme pourrait également être employé pour concevoir un système de mesure complémentaire au système de contrôle afin de pouvoir effectuer en temps réel la réconciliation de données. Les bienfaits qui en découleraient alors seraient de permettre une détection rapide des problèmes d'opération (décalibration des sondes, bris ou pannes d'équipements, fuites). Par conséquent, les pertes pourraient être réduites par une gestion proactive du procédé, et il serait possible d'obtenir des bilans précis et régulièrement remis à jour pour faire le suivi et pour la comptabilité. Selon que les coefficients de partage définissant les taux de séparation des courants du procédé, ainsi que les taux d'épaississement et de rejets massiques des unités de traitement de la pâte soient considérés comme étant des paramètres constants ou des variables non mesurées, il serait nécessaire de doubler ou tripler le nombre de mesures.

L'optimisation de la fermeture de réseau d'eau dans l'atelier de désencrage a été effectuée par programmation non linéaire mixte en variables entières à l'aide d'un programme de résolution de séparation et d'évaluation. Cette approche permet de tenir compte de divers types de contraintes afin de générer des configurations viables pour la recirculation d'eau. Comparé aux méthodes graphiques d'analyse de fermeture de circuits d'eau, une telle approche incorpore la possibilité de réduire non seulement la consommation d'eau fraîche et la production d'effluents mais également d'optimiser l'utilisation des équipements de purification d'eau et de tenir compte des coûts de modification du procédé.

La fonction objectif a été formulée pour tenir compte des coûts de la consommation de l'eau et de produits chimiques, et ceux de la modification de la tuyauterie. Des contraintes de limites des compositions des courants pour les solides en suspension, les solides dissous et en suspension colloïdale et les ions calcium, ainsi que de connections de tuyauterie interdites, et des capacités des équipements de traitement des eaux blanches ont été spécifiées. Dans le contexte d'une étude de faisabilité détaillée, une liste exhaustive des modifications requises et des contraintes de composition des courants pourrait être prise en compte en spécifiant des contraintes similaires pour d'autres types de produits chimiques ou d'autres dépenses liées aux nouveaux équipements. Les principes de la méthodologie demeureraient inchangés.

Deux scénarios d'optimisation ont été traités. La clarification de l'eau blanche de la machine à papier était soit permise soit interdite. En comparaison avec la configuration obtenue par réconciliation de données :

- si la clarification est permise, l'apport d'eau fraîche au procédé peut être réduit de 14.8 t/odt à 9.9 t/odt (de 34 %) et les effluents du clarificateur primaire de 1.7 kg/s (7.7 %) ;
- si la clarification est interdite, l'apport d'eau fraîche au procédé peut être réduit de 14.8 t/odt à 10.5 t/odt (de 29 %) et les effluents du clarificateur primaire de 1.8 kg/s (8.1 %).

ABSTRACT

Improving waste water management in the pulp and paper industry and increasing the production of deinked pulp are issues of environmental and economic concern. In North America the rise of the paper recycling industry was triggered in the early nineties as an answer to problems related to municipal landfill management.

Deinking essentially relies on mechanical principles for the removal of ink and other contaminants from pulp; however this process also requires various types of chemicals. These chemicals and the contaminants of pulp impact the composition of process whitewater streams. System water closure is therefore a challenging task because of the necessity of satisfying conflicting stream composition requirements in various stages of the process.

This thesis reports on the optimisation of the water distribution network within a modern recovered paper deinking mill. This mill was built in the early nineties and subsequently revamped at the end of the decade to improve production capacity. It is estimated that the fresh water intake has already been reduced from 20 t/odt to 14.8 t/odt of pulp produced.

A nominal configuration of the process was obtained by data reconciliation, by use of an equation solver type software. Process variable measurements must be redundant for reconciliation to be possible. This means that it must be possible to recalculate the values of certain variables with different sets of measurements, otherwise data cannot be reconciled. In the calibrated model, a satisfactory level of redundancy has been attained with the use of data from various sources. Equipment and process design specifications were combined to controller measurements, to compensate for missing data.

In the perspective of eventually updating the data from the simulation, measurement specifications from sources other than the control system were eliminated, and a method based on genetic algorithm programming was applied to optimize a sampling protocol. Cumbersome process diagram observation to plan measurement campaign is thus avoided. It could also be used to design a sensor system in order to conduct online data reconciliation by using control room measurements only. This would enable rapidly detecting system defects (decalibrated sensors, process unit breakdowns or leaks), thus minimising losses and improving process monitoring. Depending on whether or not the thickening ratios and rejects rates of pulp treatment units and the stream splitter ratios are considered to be constant specifications or unmeasured variables, the sampling campaign would require either doubling or tripling the number of measurements.

The optimization of water distribution within the deinking mill has been carried out using Mixed Integer Non Linear Programming, with a Branch and Bound solver. Using this approach it is possible to take various types of constraints into account to generate feasible new water network configurations. Compared to graphical analysis of system water closure, such an approach incorporates the possibility of not only reducing fresh water consumption and effluent discharge but also of optimising the use of water purification equipments and computing process modification costs.

The objective function was formulated to take the costs of water and chemical consumption as well as the cost of piping retrofitting into account. The constraints were stream composition limits for suspended solids, dissolved and colloidal solids and calcium ions, as well as forbidden piping connections and existing whitewater treatment unit capacities. In the context of a detailed feasibility study, an exhaustive list of necessary process modifications and of stream composition constraints could be addressed by specifying similar constraints for other types of chemicals or other expenses related to new equipments. The principles of the methodology would remain unchanged.

Two optimisation scenarios have been envisaged. In the first one paper machine whitewater clarification is permitted, and in the second one it is prohibited. When compared to the configuration obtained by data reconciliation:

- if whitewater clarification is permitted, the fresh water intake can be reduced from 14.8 t/odt to 9.9 t/odt (by 34%) and the primary clarifier's discharge by 1.7 kg/s (7.7%)
- if whitewater clarification is prohibited, the fresh water intake can be reduced from 14.8 t/odt to 10.5 t/odt (by 29%) and the primary clarifier's discharge by 1.8 kg/s (8.1%).

TABLE DES MATIÈRES

| | |
|--|------|
| DÉDICACE | iv |
| REMERCIEMENTS | v |
| RÉSUMÉ | vi |
| ABSTRACT | ix |
| TABLE DES MATIÈRES | xii |
| LISTE DES ANNEXES..... | xvi |
| LISTE DES TABLEAUX..... | xvii |
| LISTE DES FIGURES..... | xix |
| LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS | xx |
| CHAPITRE I INTRODUCTION..... | 1 |
| 1.1 Problématiques et objectifs de l'étude | 1 |
| 1.2 Organisation du mémoire..... | 3 |
| CHAPITRE II SURVOL DES ENJEUX ENVIRONNEMENTAUX ET ÉCONOMIQUES LIÉS AUX INDUSTRIES PAPETIÈRES ET AU DÉSENCRAGE. 5 | |
| 2.1 Progrès de l'industrie papetière canadienne en matière d'utilisation d'eau fraîche | 5 |
| 2.2 Répartition de la production et de la consommation mondiale de papier | 7 |
| 2.3 Enjeux de la récupération de vieux papiers en Amérique du Nord..... | 9 |
| 2.4 Conclusion | 13 |
| CHAPITRE III PRINCIPES DU DÉSENCRAGE..... | 14 |
| 3.1 Introduction : les contaminants de la pâte désencrée | 14 |
| 3.2 Plan du chapitre..... | 15 |
| 3.3 Mise en pâte | 17 |
| 3.3.1 Principes de l'opération..... | 17 |
| 3.3.2 Conditions d'opérations de la trituration | 19 |
| 3.3.2.1 Consistance, cisaillement et température | 19 |
| 3.3.2.2 Durée | 20 |

| | | |
|--|---|----|
| 3.3.2.3 | Trituration en milieu basique | 20 |
| 3.3.2.4 | Trituration en milieu neutre | 21 |
| 3.4 | Extraction de l'encre | 22 |
| 3.4.1 | Lavage | 22 |
| 3.4.2 | Flottaison..... | 23 |
| 3.4.3 | Efficacité de la flottaison | 23 |
| 3.4.4 | Procédé hybride..... | 24 |
| 3.4.5 | Dureté de l'eau des cellules de flottaison..... | 24 |
| 3.4.6 | Stabilisation de la mousse de flottaison | 25 |
| 3.4.7 | Agents tensioactifs | 25 |
| 3.4.8 | Extraction et passivation des autres contaminants | 26 |
| 3.5 | Blanchiment | 27 |
| 3.6 | Traitement des effluents | 28 |
| 3.6.1 | Clarification..... | 28 |
| 3.6.2 | Filtration par membrane..... | 29 |
| 3.7 | Fabrication du papier..... | 30 |
| 3.8 | Conclusion | 31 |
| CHAPITRE IV DESCRIPTION DE L'ATELIER DE DÉSENCRAGE ÉTUDIÉ | | 34 |
| 4.1 | Historique..... | 34 |
| 4.2 | Schéma de circulation d'eau | 35 |
| 4.2.1 | Représentation de l'atelier original | 35 |
| 4.2.2 | Représentation de l'atelier modifié | 37 |
| CHAPITRE V DATA RECONCILIATION AND SAMPLING PROTOCOL DESIGN, CASE OF A PAPER DEINKING PROCESS | | 40 |
| 5.1 | Présentation..... | 41 |
| 5.2 | Abstract | 42 |
| 5.3 | Keywords | 42 |
| 5.4 | Introduction..... | 42 |
| 5.5 | Methodology | 43 |

| | | |
|---------|--|----|
| 5.5.1 | Data Reconciliation..... | 43 |
| 5.5.2 | Analysis of Redundancy | 46 |
| 5.5.3 | Sampling Protocol Design | 47 |
| 5.6 | Case Study..... | 49 |
| 5.6.1 | Modelling Assumptions for Data Reconciliation..... | 50 |
| 5.6.2 | Outline of Sampling Protocol Design | 51 |
| 5.7 | Results and Discussion..... | 52 |
| 5.7.1 | Data Reconciliation..... | 52 |
| 5.7.2 | Sampling Protocol Design | 54 |
| 5.8 | Conclusions..... | 56 |
| 5.9 | Notation..... | 57 |
| 5.10 | Acknowledgements..... | 59 |
| 5.11 | References..... | 59 |
| | CHAPITRE VI MASS INTEGRATION OF A DEINKING MILL..... | 61 |
| 6.1 | Présentation..... | 62 |
| 6.2 | Revue de la littérature | 63 |
| 6.2.1 | Méthodes d'intégration massique | 63 |
| 6.2.1.1 | Méthodes graphiques et heuristiques | 63 |
| 6.2.1.2 | Méthodes de programmation numérique | 65 |
| 6.2.2 | Algorithmes de programmation non linéaire mixte en variables entières..... | 66 |
| 6.2.2.1 | Méthode de séparation et d'évaluation | 67 |
| 6.2.2.2 | Décomposition généralisée de Benders et méthode d'approximation extérieure..... | 68 |
| 6.3 | Abstract | 70 |
| 6.4 | Sommaire | 70 |
| 6.5 | Introduction..... | 70 |
| 6.6 | Methodology | 71 |
| 6.6.1 | Global Approach..... | 71 |
| 6.6.2 | MINLP and Mass Exchange Networks..... | 73 |

| | | |
|--|---|-----|
| 6.6.3 | Solver and Programming Language..... | 74 |
| 6.7 | Case Study..... | 75 |
| 6.7.1 | Description of the Mill..... | 75 |
| 6.7.2 | Assumptions for Existing Connections..... | 76 |
| 6.7.3 | Assumptions for Extraction Units..... | 78 |
| 6.8 | Problem Analysis and Discussion of Results..... | 80 |
| 6.8.1 | Base Case..... | 80 |
| 6.8.2 | Optimized Solutions..... | 81 |
| 6.8.2.1 | Solution 1: With Paper Machine Whitewater Clarification..... | 81 |
| 6.8.2.2 | Solution 2: Without Paper Machine Whitewater Clarification..... | 81 |
| 6.8.2.3 | Impact of Chemical Costs on Solutions..... | 83 |
| 6.8.2.4 | Impact of piping costs..... | 85 |
| 6.8.2.5 | Comparison with previous studies..... | 85 |
| 6.9 | Conclusion..... | 86 |
| 6.10 | Notation..... | 86 |
| 6.11 | Acknowledgements..... | 87 |
| 6.12 | References..... | 88 |
| 6.13 | Compléments à la communication..... | 89 |
| 6.13.1 | Compléments à la méthodologie..... | 89 |
| 6.13.2 | Compléments au cas d'étude..... | 91 |
| 6.13.2.1 | Représentation des sources et des demandes..... | 91 |
| 6.13.2.2 | Solution 1b fonction objectif simplifiée..... | 92 |
| 6.13.3 | Compléments à la représentation des résultats..... | 93 |
| CHAPITRE VII DISCUSSION GÉNÉRALE..... | | 99 |
| CHAPITRE VIII CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS..... | | 101 |
| RÉFÉRENCES..... | | 104 |
| ANNEXES..... | | 116 |

LISTE DES ANNEXES

| | |
|---|-----|
| Annexe A : Spécifications du modèle du procédé..... | 116 |
| Annexe B : Schéma de la simulation | 126 |
| Annexe C : Résultats de la simulation..... | 130 |

LISTE DES TABLEAUX

| | |
|--|-----|
| Tableau II.1 Consommation annuelle mondiale de papiers et de cartons : statistiques et projections (Zhu et al, 1998) | 7 |
| Tableau II.2 Évolution du couvert forestier mondial entre 1990 et 2000 (FAO Forestry Paper, 2001) | 8 |
| Tableau II.3 Récupération de vieux papiers au Canada (source CPPP, 2002) | 11 |
| Tableau III.1 Chimie type d'un procédé intégré de désencrage de vieux papiers (adapté de McCool, 1993) | 32 |
| Table V.1 Process overall mass balances | 52 |
| Table V.2 Measurements and reconciled measurements for selected streams | 53 |
| Table V.3 Summary of the analysis of the incidence matrix | 55 |
| Table V.4 Summary of the sampling protocol optimization (with weighting factors for a sensor system design)..... | 55 |
| Table VI.1 Specifications of Water Sources | 77 |
| Table VI.2 Constraints on Water Demands | 78 |
| Table VI.3 Parameters of Re-Piping Costs | 79 |
| Table VI.4 Features of base case & solutions | 84 |
| Tableau VI.5 Cas de base: répartition des sources..... | 95 |
| Tableau VI.6 Solution 1 : répartition des sources (clarification d'eau de machine à papier permise)..... | 96 |
| Table VI.7 Solution 2: répartition des sources (clarification d'eau de machine à papier interdite) | 97 |
| Tableau VI.8 Solution 1b: répartition des sources (clarification d'eau de machine à papier permise)..... | 98 |
| Tableau A.1 Classification de la provenance des spécifications..... | 116 |
| Tableau A.2 Spécification pour la modélisation du procédé | 116 |
| Tableau C.1 Signification des variables..... | 130 |
| Tableau C.2 Composition des courants..... | 130 |

| | |
|---|-----|
| Tableau C.3 Valeurs simulées des variables du procédé | 130 |
|---|-----|

LISTE DES FIGURES

| | |
|---|-----|
| Figure II.1 Progrès de l'industrie papetière canadienne en matière de consommation d'eau (m^3/odt de pâte) (Source ACPF, 2002) | 6 |
| Figure II.2 Prix moyen par tonne de divers produits papetiers au Canada entre 1975 et 2002 (source : FAOSTAT 2003)..... | 12 |
| Figure III.1 Équipements utilisés dans les opérations liées au désencrage..... | 16 |
| Figure III.2 Schéma type du procédé de désencrage..... | 17 |
| Figure IV.1 Circulation d'eau dans l'atelier de désencrage original | 36 |
| Figure IV.2 Circulation d'eau dans l'atelier de désencrage modifié | 38 |
| Figure V.1 Process layout and water circulation | 49 |
| Figure VI.1. Process water flow diagram | 76 |
| Figure VI.2 Composite curves of the base case | 80 |
| Figure VI.3 Composite curves of solution 1 | 82 |
| Figure VI.4 Water network of solution 2 | 83 |
| Figure VI.5 Courbes composites des sources et des demandes du procédé..... | 92 |
| Figure VI.6 Courbes composites de la solution 1b | 93 |
| Figure B.1 Trituration et nettoyage grossier Ligne 1 | 126 |
| Figure B.2 Nettoyage fin Ligne 1 | 126 |
| Figure B.3 Nettoyage grossier Ligne 2 | 127 |
| Figure B.4 Nettoyage fin Ligne 2 | 127 |
| Figure B.5 Épaississement Ligne 1 et clarification primaire | 128 |
| Figure B.6 Épaississement Ligne 2 et conditionnement de la pâte..... | 128 |
| Figure B.7 Traitement secondaire des rejets..... | 129 |

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

CHAPITRE I

odt: tonne de matière séchée au four.

CHAPITRE II

Mt : mégatonne

Mt/a : mégatonne par année

CHAPITRE III

B_F : brillance après flottaison

B_D : brillance après désintégration

B_B : brillance après désintégration de papier non imprimé sujet à la désintégration dans les mêmes conditions que le papier imprimé. Ce terme peut être remplacé par B_{BF} : la brillance du papier non imprimé sujet à la désintégration et la flottaison dans les mêmes conditions que le papier imprimé. L'efficacité est alors notée E^*

E : efficacité de flottaison

n_p : est le nombre de particules libres pour l'attachement de bulles par unité de volume

n_b : est le nombre de bulles libres pour l'attachement de particules par unité de volume

P : probabilité de flottaison, (produit de P_c , P_a et P_s qui sont respectivement les probabilités de collision, d'attachement et de stabilité).

Z_c : est la fréquence de collision entre les particules et les bulles

CHAPITRE IV

odt : tonne de matière séchée au four

PTM : Pâte thermomécanique

t/a : tonne par année

CHAPITRE V

A: matrice jacobienne des variables mesurées (de dimension n, p)

B: matrice jacobienne (matrice d'occurrence) des variables non mesurées (de dimension m, p)

C: matrice des constantes

cost_{gj} : coût du de la mesure de type g

$F(X, Y)$: vecteur des équations du procédé

n : nombre de variables mesurées

$nKPI$: nombre d'indicateurs de performance

m : nombre de variables non mesurées

M: matrice jacobienne du système

p : nombre d'équations

P: matrice des variances et covariances inverses des valeurs mesurées (de dimension n, n)

Pen_h : fonction de pénalité de l'indicateur de performance h

q : nombre d'éléments dans la combinaison linéaire Q

Q_e : combinaison linéaire de variables Z

R_G : nombre redondance global

s_f : nombre de mesures supplémentaires envisageable

s_g : nombre de types de mesures

$\text{var}(Y_i)$: variance réconciliée de la variable mesurée i [%]

X: vecteur des variables non mesurées

y: vecteur des variables mesurées

Y: vecteur des variables mesurées réconciliées

Symboles Grecs:

$\gamma_{f,g}$: variable entière de décision $\in \{0,1\}$

ε_i : écart-type réconcilié de la variable mesurée réconciliée i [%]

$\varepsilon_{\text{meas_type } g}$: précision du transmetteur j [%]

λ : Multiplicateurs de Lagrange

σ_i : écart-type de la variable mesurée i [%]

Indices:

e : indice pour l'exemple de la combinaison linéaire

f : indice des mesures supplémentaires envisageables

g : indice des types de mesure

h : indice des indicateurs de performance

i : indice des valeurs mesurées

j : indice des valeurs non mesurées

k : indice des constantes

Exposant:

T : exposant de la matrice transposée

CHAPITRE VI

Ab. : abréviation

Av. : quantité disponible [kg/s]

Ca : concentration d'ions calcium [ppm]

C_{new} : coût installé et annualisé par unité de distance d'une nouvelle connexion

C_{REF} : coût de référence par unité de distance d'une nouvelle connexion

C_s : coût d'utilisation de la source s

$Cs.$: consistance (%)

$c_{s,d}$: paramètre binaire indiquant l'existence d'une connexion entre la source s et la demande d

$\dot{c}f$: fraction d'eau clarifiée filtrée [kg/s]

$\dot{c}l_d$: fraction de la source d alimentée par de l'eau clarifiée [kg/s]

$\dot{c}l_s$: fraction clarifiée de la source s [kg/s]

$\dot{c}r$: débit d'effluent du clarificateur [kg/s]

DSC : matières dissoutes colloïdales

F_{obj} : fonction objectif (à minimiser)

\dot{f}_d : fraction de la demande d alimentée par de l'eau filtrée [kg/s]

\dot{f}_s : fraction filtrée de la source s [kg/s]

$\dot{f}r_d$: fraction de la demande d alimentée par les rejets des filtres [kg/s]

I : indice des coût

I_{REF} : indice de référence des coûts

i : taux d'intérêt [%]

$l_{s,d}$: distance entre la source s et la demande d [m]

n : durée du projet [an]

$\dot{m}_{s,d}$: fraction de la source s alimenté la demande d [kg/s]

MILP : Programmation linéaire en variables entières mixtes

MINLP : Programmation non linéaire en variables entières mixtes

N_d : nombre de demandes

N_s : nombre de sources

q_{REF} : diamètre de référence des tuyaux [mm]

q : nouveau diamètre des tuyaux [mm]

\dot{Q}_s : débit massique de la source s [kg/s]

TDS : concentration des solides en suspension [ppm]

x_{cl} : consistance de l'eau clarifiée

x_{cr} : consistance de l'effluent du clarificateur

x_f : consistance de l'eau filtrée

x_{fr} : consistance des rejets des filtres

x_s : consistance de la source s

$x_{d \max}$: limite supérieure de la consistance de la demande d

$y_{s,d}$: variable entière indiquant la présence d'un débit entre la source s et la demande d

Indices:

d : indice des demandes

s : indice des sources

Sources :

CA : Solution de chlorure de calcium

CD1 : eau pauvre du filtre à disque 1

CD2 : eau pauvre du filtre à disque 2

CL1 : eau claire du filtre à disque 1

CL2 : eau claire du filtre à disque 2

FL1 : filtrat des laveurs

FL2 : filtrat des laveurs

FL3 : filtrat des draineurs à vis

FL4 : filtrat de la presse à bande et de la presse à vis

FW : eau fraîche

PM : eau blanche de la machine à papier

RC1 : épurateurs inverses de la ligne 1

RC2 : épurateurs inverses de la ligne 2

Demandes :

CLAR : clarificateur

DF1 : rinceurs du filtre à disques 1

DF2 : rinceurs du filtre à disques 2

FC : cellules de flottaison

FILR : rejet des filtres

FILT : filtres

FS : tamis à rainures fines

HD : épurateurs haute densité

HDSC : cuvier de stockage

L1 : ligne 1

L2: ligne 2

LD : épurateurs basse densité

PH : tamis primaire à trou

PLR : tritrateur

SFC : rinceurs des cellules de flottaison

SH : tamis secondaire à trou

SS : tamis à rainure fine

SW : rinceurs des laveurs

TC2 : cuvier de transfert 2

CHAPITRE I INTRODUCTION

1.1 Problématiques et objectifs de l'étude

Cette étude porte sur l'analyse de la fermeture de réseau d'eau d'un atelier de désencrage de vieux journaux et de vieux magazines ainsi que sur la réconciliation des données servant à la simulation de ce procédé. Elle se situe dans la continuité des travaux de Walosik (1999), de Savu et al (2001), de Bonhivers et al (2002), de Jacob et al (2002, 2003) et de Shafiei et al (2003) dont le point commun est de porter sur l'optimisation de recyclage d'eaux blanches dans des procédés papetiers déjà partiellement fermés.

La réconciliation de données est une étape nécessaire à la détermination d'un état d'opération de référence en régime permanent d'un procédé afin d'établir quels en sont les besoins en eaux. Elle peut être aussi bien préalable que subséquente à l'établissement d'un modèle de simulation de procédé. Il s'agit de corriger et de calculer ou de recalculer les valeurs des variables mesurées ou non d'un modèle de procédé à partir d'une série de mesures redondantes dont les écart-types sont connus. Walosik (1999) a construit un modèle de simulation d'un atelier de désencrage qui a été validé en comparant les résultats obtenus par simulation, aux mesures d'une campagne d'échantillonnage effectuées à la grandeur de l'atelier. Ce modèle en ensuite été modifié pour évaluer l'impact de diverses stratégies de fermeture d'eau d'usine sur la qualité de la pâte et des eaux du procédé (Walosik, 1999; Savu et al, 2001). Une autre étude se rapporte à l'évaluation économique de l'implémentation de diverses stratégies visant à réduire la consommation d'eau fraîche et la quantité d'effluents d'un procédé intégré de pâte thermomécanique et papier journal (Bonhivers et al, 2002). Jacob et al (2003) ont utilisé une démarche heuristique pour faire l'analyse de la redondance de mesures afin

de réconcilier par la correction par les moindres carrées, les données de simulations d'une usine intégrée de même type. Une méthode d'optimisation de réseau d'eau par programmation linéaire en variable entière a aussi été développée (Jacob et al, 2002). Il s'agissait d'une démarche basée sur la minimisation de la consommation d'eau fraîche et des pertes en fibres et de sous les contraintes des puretés requises par les demandes en eaux du procédé. Dans la mesure où les solutions optimisées pouvaient être jugées techniquement infaisables, il était possible de choisir de rouvrir certains courants de recyclage et d'en laisser d'autres inchangés, plutôt que d'optimiser systématiquement l'allocation de tous les effluents du procédé. Shafiei et al (2002, 2003), ont développé un programme dans lequel l'algorithme génétique est combiné à la programmation linéaire pour effectuer le même type d'optimisation. Un des intérêts de l'étude est la possibilité de générer diverses solutions en spécifiant des objectifs différents (minimiser l'utilisation d'eau fraîche, ou les pertes en fibres dans des usines intégrées de production de papier journal, ou encore les coûts d'investissement au niveau des équipements dans un exemple non papetier d'extraction du cuivre).

La présente étude vise à automatiser et à faciliter l'analyse de la fermeture de circuits d'eau par l'application de méthodes de programmation. D'une part, un algorithme génétique a été appliqué à l'optimisation de la sélection de points de mesure dans le contexte de la calibration d'une simulation de l'atelier de désencrage étudié par Walosik (1999) et Savu et al (2001), qui depuis lors a été transformé pour en augmenter la capacité de production. D'autre part, la programmation non linéaire en variables entières a été appliquée à l'optimisation du schéma de circulation d'eau de ce procédé. Dans le but de générer des solutions techniquement et économiquement viables, une optimisation des coûts de rénovation du procédé ainsi que des coûts de la consommation d'eau et de produits chimiques a été effectuée sous les contraintes suivantes :

- les concentrations limites à ne pas dépasser
- les capacités maximales des unités de purification de l'eau
- les recyclages interdits de certains courants vers certaines unités.

1.2 Organisation du mémoire

Ce mémoire comporte deux articles soumis à des publications scientifiques après avoir été approuvés par Paprican comme rapports universitaires.

Le chapitre II est un survol environnemental de la question de l'utilisation rationnelle de l'eau et de la récupération et du recyclage de vieux papiers. Il fait état des progrès de l'industrie papetière canadienne en matière de gestion d'eau, ainsi que de l'importance du recyclage de vieux papiers dans le contexte de la gestion des forêts et des déchets domestiques.

Le chapitre III porte sur la technologie du désencrage. Il traite des étapes critiques de ce type de procédé, essentiellement du point de l'impact des séquences de traitement de la pâte sur la composition des eaux de procédé et de la pâte désencrée.

Le chapitre IV est une brève description de l'atelier de désencrage qui a été le sujet de cette étude. Il décrit l'agencement des équipements de l'usine ainsi que les schéma de circulation d'eau du procédé, ainsi que les modifications apportées depuis que l'usine a été modifiée.

Le chapitre V est un article soumis au journal *Paperi ja Puu*. Il s'agit de la version augmentée d'une publication présentée lors du Symposium ESCAPE-13 (*European Symposium on Computer Aided Process Engineering*) à Lappeenranta en Finlande (Brown, et al 2003). Il porte sur la réconciliation de données de la simulation du procédé de l'usine, ainsi que l'application de l'algorithme génétique à l'optimisation de la sélection de point de mesure. Les résultats de la simulation permettent d'établir un point de fonctionnement de référence pour le procédé.

Le chapitre VI qui est un article soumis au 90ième Congrès annuel de l'Association technique des pâtes et papier du Canada*, dans lequel les résultats de la simulation ont été utilisés pour identifier les sources et les demandes du procédé. Ensuite, une méthode de programmation linéaire par variables entières a été appliquée pour optimiser le schéma de circulation des eaux du procédé.

Le chapitre VII porte sur les conclusions de l'étude. En ce qui concerne la réconciliation des données de l'usine, le point de fonctionnement a été établi en utilisant de l'information provenant de sources disparates aussi bien dans le temps (ancienne usine, et nouvelle usine) que par leur nature (spécifications des diagrammes de procédé, de test de laboratoire, et mesures de la salle de contrôle). L'optimisation de la sélection des points de mesure a permis d'établir qu'il faudrait soit doubler ou tripler (selon que les taux de séparation des unités divisant les courant soient considérés comme étant constants ou variables) les mesures existantes pour effectuer une réconciliation uniquement avec les mesures de la salle de contrôle. En ce qui a trait à la fermeture des eaux du procédé, selon que la clarification d'eau blanche de la machine à papier soit permise ou non, la consommation d'eau fraîche pourrait être réduite de 14.8 t/odt à respectivement 9.9 ou 10.5 t/odt de pâte (de 34 % ou de 29 %) et la décharge du clarificateur primaire de 1.7 ou 1.8 kg/s (7,7 % ou de 8,1 %).

* Conférence avec comtes-rendus et sélection par comité de lecture de communications pour publication dans un journal scientifique de l'Association.

CHAPITRE II

SURVOL DES ENJEUX ENVIRONNEMENTAUX ET ÉCONOMIQUES LIÉS AUX INDUSTRIES PAPETIÈRES ET AU DÉSENCRAGE

2.1 Progrès de l'industrie papetière canadienne en matière d'utilisation d'eau fraîche

Dans un article récent sur les progrès en matière de réduction de la consommation d'eau fraîche au sein de l'industrie papetière canadienne, Greenbaum (2002) qualifie le Canada, avec 20 % des réserves mondiales, d'Arabie Saoudite de l'eau fraîche. En effet, il s'agit d'une richesse d'une valeur inestimable et, de surcroît indispensable à l'économie canadienne, puisque c'est son abondance qui a permis le développement du noyau de l'industrie nationale. Pourtant, cette ressource est souvent utilisée de manière irresponsable, puisqu'elle est peu coûteuse et donc facilement considérée à tort comme inépuisable. La nécessité de pallier aux impacts causés par la pollution aquatique ainsi que la diminution constante des réserves d'eau qui se fait sentir dans certaines régions d'Amérique du Nord, fera sans doute augmenter le coût de son utilisation. De nos jours, le coût brut de l'eau fraîche au Canada et aux États-Unis se situe, selon les activités et les régions, entre 30 et 100 US \$ pour 10^3 m^3 (Greenbaum, 2002). Cependant, ceci ne constitue pas un coût majeur pour l'industrie papetière. En effet, le prix d'une tonne de papier pour l'impression de journaux a fluctué entre 400 et 650 US \$ entre 2001 et 2002 (Association des Produits Forestiers du Canada, 2002), et les usines papetières canadiennes utilisent en moyenne 70 m^3 d'eau fraîche par tonne de papier produite, soit plus de la moitié moins qu'en 1975 (APFC, 2000). La figure II.1 illustre les progrès de l'industrie papetière canadienne en matière de consommation d'eau de 1975 à 2001. Les économies d'énergie et la possibilité de réduire les pertes de fibres ou de produits chimiques, sont aussi des motivations pour l'industrie de diminuer la consommation

d'eau fraîche. Par exemple, en 1987, à peu près 50 US \$ de produits chimiques étaient utilisés pour produire chaque tonne de pâte de bois mou blanchie, 20 par tonne de papier journal et 80 par tonne de papiers de reprographie (Burt, 1987).

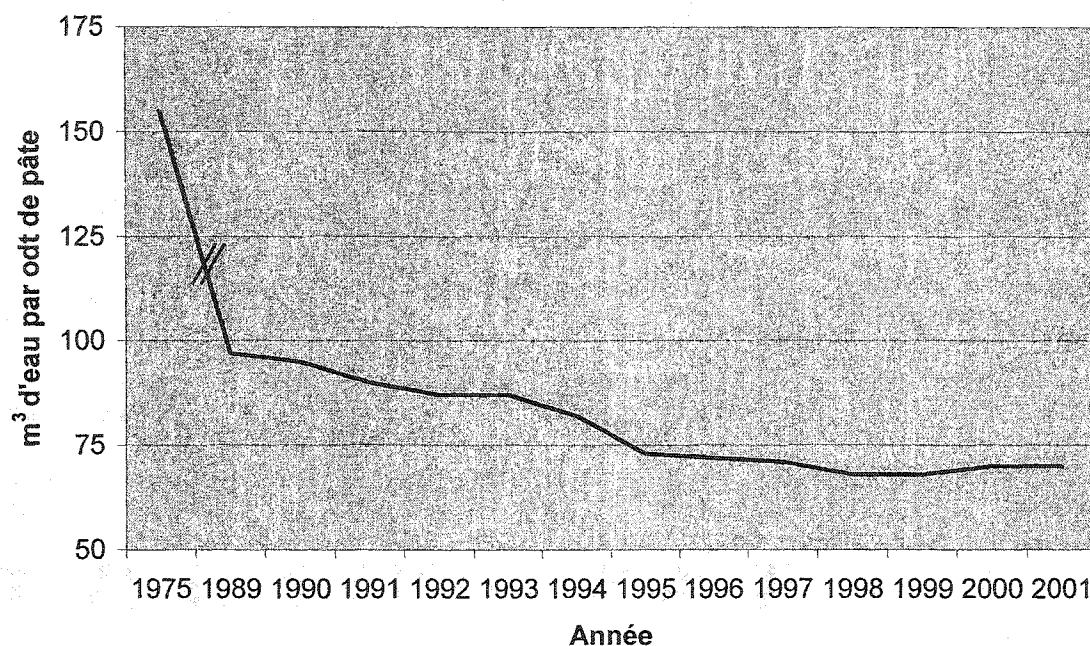


Figure II.1 Progrès de l'industrie papetière canadienne en matière de consommation d'eau (m³/odt de pâte) (Source ACPF, 2002)

En raison des dégâts environnementaux causés par les activités industrielles, au début des années quatre-vingt-dix, les gouvernements (des provinces et fédéral) ont adopté des normes d'émission plus contraignantes en ce qui a trait à la pollution des eaux. Si bien qu'entre 1989 et 1999, l'industrie papetière canadienne a investi plus de six milliards de dollars pour l'installation d'unités de traitement de rejets, dont près des deux tiers pour le traitement des eaux afin de respecter ou de devancer ces normes (APFC, 2000). Soulignons entre autres, l'élimination du chlore dans les procédés de blanchiment et des dioxines et furannes dans les effluents, ainsi que la réduction importante de la demande biologique en oxygène de 58 à 2 kg par tonne de pâte entre 1975 et 1999 (APFC, 2000). Il y aurait eu cependant plus de deux milles violations des normes d'émission environnementales fixées par la loi, seulement dans l'est du pays entre 1995 et 1998;

durant cette période seulement sept poursuites dont aucune au Québec, ont eu lieu contre les usines prises en fautes (Christie et McEachern, 2000).

2.2 Répartition de la production et de la consommation mondiale de papier

Compte tenu du fait que mondialement l'industrie des pâtes et papier consomme près de 35 % du bois vendu commercialement (Environmental Investigation Agency, 1999), à l'échelle planétaire la question environnementale la plus importante concerne sans doute la gestion des forêts. Les statistiques sur la consommation mondiale de produits papetiers sont résumées dans le tableau II.1 (Zhu et al, 1998). Cependant, les chiffres ne concordent pas toujours exactement selon les sources. Elle serait passée de 170 Mt/a vers la fin des années soixante-dix (Smook, 1989) à plus de 268 Mt/a par année depuis 1995 (Pulp and Paper International, 1995) et devrait atteindre, selon un document émis par l'organisation des nations unies pour l'alimentation et l'agriculture, 391 Mt/a vers 2010 (Zhu et al, 1998).

Tableau II.1 Consommation annuelle mondiale de papiers et de cartons : statistiques et projections (Zhu et al, 1998)

| Année | 1980 | 1994 | 2000 | 2005 | 2010 |
|---------------------------|---------|---------|---------|---------|---------|
| Consommation (10^3 .t) | 155 744 | 266 440 | 308 257 | 348 010 | 391 004 |

Un tel niveau de consommation serait quinze fois plus important qu'en 1913, bien qu'il soit projeté que la population mondiale aura seulement quadruplé durant la même période. La croissance la plus rapide de cette consommation est observée en Chine et dans les nouveaux pays industrialisés de l'Asie du Sud-Est. Néanmoins, on prévoit que les dix-sept pourcents de la population mondiale situés en Amérique du Nord, en Europe et au Japon consommeront tout de même encore deux tiers de la production de l'année 2010. En 1990, la consommation annuelle par habitant était la plus élevée aux États-

Unis avec 332 kg de produits de pâte, le Canada se situait au cinquième rang avec 229 kg par habitant, alors qu'à titre comparatif, en Inde cette consommation était de 2,7 kg par habitant (Pulp & Paper International, 1995).

Tableau II.2 Évolution du couvert forestier mondial entre 1990 et 2000 (FAO Forestry Paper, 2001)

| Pays/continent | Couvert forestier en 1990 | Couvert forestier en 2000 | Changement 1990-2000 | |
|---|---------------------------|---------------------------|----------------------------|------------------|
| | 000 ha | 000 ha | Moyenne annuelle 000 ha | Taux annuel % |
| Rep.Dem. du Congo | 140 531 | 135 207 | -532 | -0,4 |
| Soudan | 71 216 | 61 627 | -959 | -1,4 |
| Angola | 70 998 | 69 756 | -124 | -0,2 |
| Total Afrique | 702 502 | 649 866 | -5 262 | -0,78 |
| Chine | 145 417 | 163 480 | 1 806 | 1,2 |
| Indonésie | 118 110 | 104 986 | -1 312 | -1,2 |
| Inde | 63 732 | 64 113 | 38 | 0,1 |
| Myanmar | 39 588 | 34 419 | -517 | -1,4 |
| Total Asie | 551 448 | 547 793 | -364 | -0,07 |
| Australie | 157 359 | 154 539 | -282 | -0,2 |
| Papouasie Nouvelle Guinée | 31 730 | 30 601 | -113 | -0,4 |
| Total Océanie | 201 271 | 197 623 | -365 | -0,18 |
| Fédération Russe | 850 039 | 851 392 | 135 | 0,02 |
| Suède | 27 128 | 27 134 | 1 | 0,002 |
| Finlande | 21 855 | 21 935 | 8 | 0,04 |
| Total Europe | 1 030 475 | 1 039 251 | 881 | 0,08 |
| Canada | 244 571 | 244 571 | 0 | 0,0 |
| Etats-Unis | 222 113 | 225 993 | 388 | 0,2 |
| Mexique | 61 511 | 55 205 | -631 | -1,1 |
| Total Amérique du Nord et Centrale | 555 002 | 549 304 | -570 | -0,10 |
| Brésil | 566 998 | 543 905 | -2 309 | -0,4 |
| Pérou | 67 903 | 65 215 | -269 | -0,4 |
| Bolivie | 54 679 | 53 068 | -161 | -0,3 |
| Venezuela | 51 681 | 49 506 | -218 | -0,4 |
| Colombie | 51 506 | 49 601 | -190 | -0,4 |
| Total Amérique du Sud | 922 731 | 885 618 | -3 711 | -0,41 |
| TOTAL MONDIAL | 3 963 429 | 3 869 455 | -9 391 | -0,22 |

En 1995, dix pays, soit les pays de l'ancien G7 ainsi que l'Espagne, la Chine et la Corée du Sud, ont consommé 208 des 268 Mt de produits papetiers produites mondialement, dont 88 Mt aux États-Unis seulement (National Association of Paper Merchants, 2002). Les États-Unis se classeraient, au côté du Japon de la Chine et de la Corée du Sud, parmi un groupe de pays dits autosuffisants puisqu'ils importent moins de 15 % de leur consommation totale (ibidem). Pourtant cela représente rien de moins que 13 Mt importées par année aux États-Unis, soit plus que n'importe quel pays qualifié d'importateur (ibidem). Malgré tout, l'Amérique du Nord est un exportateur net puisque le Canada, deuxième producteur mondial après les États-Unis, est aussi le premier exportateur de papier. Parmi les autres pays exportateurs, viennent ensuite les pays scandinaves et l'Autriche, mais cette situation pourrait changer avec l'entrée en jeu récente du Brésil et de l'Indonésie. Comme en témoigne le tableau II.2, le couvert forestier mondial a régressé durant les années 90. Étant donnée la croissance prévue de la consommation mondiale de produits papetiers, il est probable que les forêts tropicales en Amérique du Sud et en Asie du Sud Est ainsi que la forêt boréale russe soient de plus en plus victimes de coupes à blanc (souvent pour le compte de compagnies transnationales). Celles-ci sont parfois illégales mais sont aussi souvent permises ou tolérées par les gouvernements en place (Environmental Investigation Agency, 1999).

2.3 Enjeux de la récupération de vieux papiers en Amérique du Nord

Au Canada et aux États-Unis, le besoin de diminuer la surconsommation des ressources forestières ne se fait pas nécessairement sentir de manière aussi pressante qu'ailleurs dans le monde. En outre, le Canada possède encore 91 % de son couvert forestier original (APFC, 2002). En fait, c'est le problème de la saturation des sites d'enfouissement municipaux qui a fini par favoriser l'essor du recyclage de papier au début des années quatre-vingt-dix. En 1991, le congrès américain a voté un amendement au *Solid Waste Disposal Act*, (la loi régulant le traitement des déchets solides). Des

normes fixées pour les producteurs et les importateurs de papier journal stipulèrent qu'il leur faudrait récupérer 40 % des vieux journaux avant 1995 et 50 % avant 2002 (H.R. 873, 1991). Comme plus de la moitié (APFC, 2000, 2002) de la production canadienne de pâtes et papier est exportée vers les États-Unis, les industries canadiennes ont été contraintes de prendre le contrôle d'une partie du marché de la récupération de vieux papier chez leur voisin. Depuis 1990, les compagnies canadiennes ont investi près de deux milliards de dollars pour construire des usines de désencrage et améliorer leurs méthodes de tri pour pouvoir se servir d'une gamme variée de produits papetiers recyclables (ACPF, 2002). Il y a maintenant soixante-deux usines au Canada qui se servent de papier récupéré pour manufacturer leurs produits. Ainsi, en plus d'être le premier pays exportateur de papier au monde, il est aussi devenu le premier pays importateur de vieux papiers (ACPF, 2002). Le conseil des produit des pâtes et papier (CPPP, 2002) rapporte qu'en 2001, sur 4,8 Mt de papier récupéré et transformé par l'industrie canadienne 2,9 Mt provenait de l'intérieur du pays alors que le reste était importé essentiellement des États-Unis. Au Canada, de 16 % en 1975, le taux de récupération de papiers usés, soit le rapport de la quantité de papier récupérée (transformée au pays ou exportée) à la quantité de papier consommée, dépasse maintenant les 40 % (ACPF, 2002; Conseil des produit des pâtes et papier, 2002). Le tableau II.3 résume les résultats du Canada en matière de récupération entre 1975 et 2001. Les matières premières utilisées pour produire du papier au Canada consistent maintenant à 20 % de papier récupéré, 55 % de copeau résiduels des usines de sciage de bois et 25 % de bois rond (ACPF, 2002). L'épithète « secondaires » est attribuée aux fibres provenant de papier récupéré. Par définition, une fibre secondaire est une fibre recyclée qui ne provient ni des rejets internes du procédé de fabrication, ni des bobines de papier non vendues (Smook, 1992). En 1992, Smook rapportait que le contenu en fibres secondaires d'un papier recyclé ne pourrait difficilement dépasser 50 % à cause des pertes en fibres durant le recyclage et de la diminution de leur résistance et de la force des liaisons entre fibres à chaque cycle de séchage et de remise en suspension aqueuse. Cependant, au Royaume-Uni ce pourcentage a déjà été atteint et dépassé (il a

atteint 59 %) dans le papier journal et, selon les projections les plus optimistes, il est souhaité qu'il soit de 70, voire 80 % en 2010 (Grieg-Gran, 1999).

Tableau II.3 Récupération de vieux papiers au Canada (source CPPP, 2002)

| Année | Papier récupéré et recyclé au Canada | Papier récupéré exporté hors du pays | Papier de sources domestiques récupéré | Consommation canadienne de papier et de carton | Taux de récupération |
|--------------|---|---|---|---|---------------------------------|
| | (10 ³ t) | (10 ³ t) | (10 ³ t) | (10 ³ t) | (%) |
| 1975 | 487 | 79 | 566 | 3465 | 16.3 |
| 1980 | 791 | 113 | 904 | 4 560 | 19.8 |
| 1985 | 993 | 190 | 1 183 | 5 057 | 23.4 |
| 1990 | 1 321 | 257 | 1 578 | 5 723 | 27.6 |
| 1991 | 1 493 | 259 | 1 752 | 5 534 | 31.7 |
| 1992 | 1 739 | 231 | 1 970 | 5 646 | 34.9 |
| 1993 | 2 019 | 231 | 2 250 | 5 980 | 37.6 |
| 1994 | 2 198 | 313 | 2 511 | 6 473 | 38.8 |
| 1995 | 2 229 | 465 | 2 694 | 6 558 | 41.1 |
| 1996 | 2 272 | 568 | 2 840 | 6 518 | 43.6 |
| 1997 | 2 423 | 688 | 3 111 | 6 916 | 45.0 |
| 1998 | 2 491 | 577 | 3 068 | 7 078 | 43.1 |
| 1999 | 2 675 | 503 | 3 178 | 7 681 | 41.4 |
| 2000 | 2 768 | 564 | 3 332 | 7 902 | 42.2 |
| 2001 | 2 861 | 357 | 3 218 | 8 048 | 40.0 |

Comme en témoigne la figure II.2, les prix des produits papetiers sont assez variables, ce qui affecte la rentabilité du désencrage. Aussi, les économies au niveau des coûts des fibres et de la consommation d'eau sont atténuées par les coûts ajoutés en produits chimiques ainsi que ceux du traitement des effluents. D'autre part, la consommation d'énergie due au tri et au transport des papiers récupérés et au pressage des boues de désencrage, ainsi que les problèmes liés à la disposition de ces boues atténuent les bienfaits environnementaux. Les résultats de plusieurs analyses de cycle de vie comparatives menées en Union Européenne, penchent plutôt en faveur du désencrage des vieux papiers que la production d'énergie par l'incinération ou la récupération des gaz des lieu d'enfouissement, en particulier dans le but de réduire les émissions de gaz à

effet de serre (Sringer, 1998; Hebert et al, 1999; Valtonen, 2001). Une telle étude a aussi été menée aux États-Unis (Paper Task Force, 2002). Trois options ont été comparées :

- la récupération et le recyclage de papiers usés.
- la production de papier à partir de fibres vierges suivie de l'incinération (avec récupération d'énergie) de papiers usés.
- la production de papier à partir de fibres vierges suivie de l'enfouissement de papiers usés. Cependant ce scénario ne tient pas compte de la possibilité de récupérer l'énergie des gaz émis par les sites d'enfouissement.

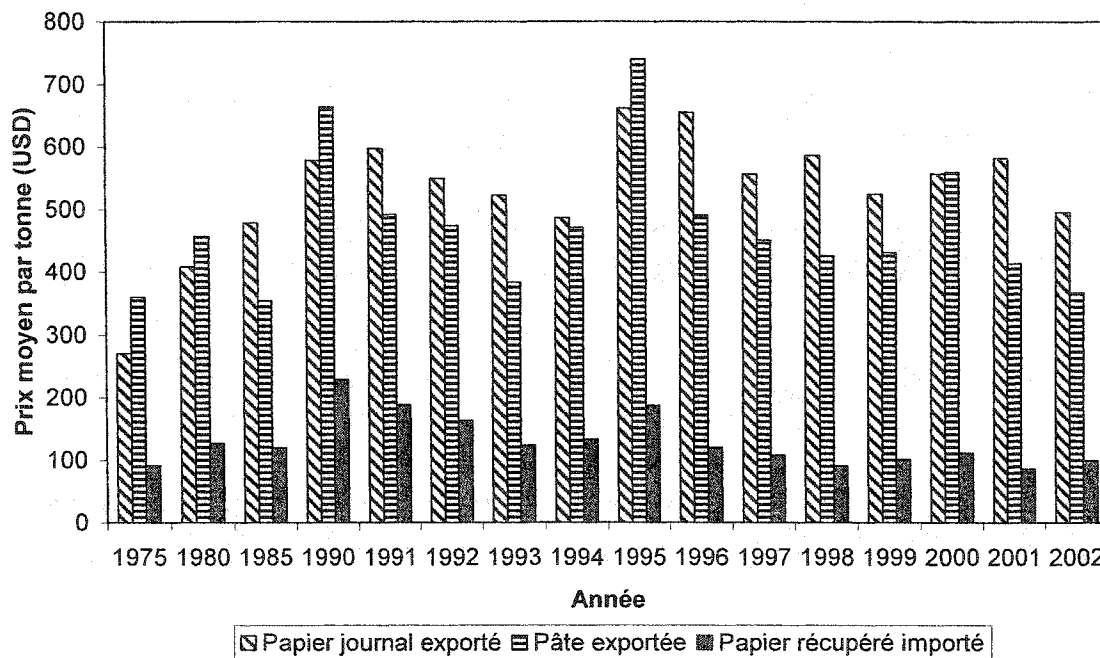


Figure II.2 Prix moyen par tonne de divers produits papetiers au Canada entre 1975 et 2002 (source : FAOSTAT 2003)

En ce qui a trait au papier journal, il en ressort que le recyclage nécessite moins d'énergie et minimise les émissions de polluants atmosphériques (gaz à effet de serre, composé organiques volatiles, oxydes d'azote et de soufre, hydrocarbures aromatiques polycycliques, particules), ainsi que la demande chimique en oxygène des effluents

liquides. Cependant la demande biologique en oxygène, la quantité de solides dissous dans les effluents liquides et la génération de déchets solides est plus importante que pour la production de papier à partir de fibres vierges avec récupération de l'énergie des papiers usée par incinération. L'enfouissement serait la pire des trois options.

2.4 Conclusion

L'amélioration de la distribution d'eau dans les divers procédés de préparation aussi bien de pâte vierge que de pâte désencrée et l'augmentation du pourcentage de pâte désencrée qui entre dans la fabrication de plusieurs types de papiers sont donc des questions d'intérêt aussi bien économique qu'environnemental. Bien que les activités des industries papetières dans le monde soient étroitement liées à la gestion des forêts, l'essor de l'industrie du recyclage du papier en Amérique du Nord a été dû au problème de la gestion des sites d'enfouissement municipaux. Cependant le recyclage n'est pas une panacée. Bien que globalement moins énergétivore que la production de papier à partir de fibres vierges, lorsque comparé à l'option d'incinérer les papiers usées, il peut générer plus de rejets solides et faire augmenter la DBO et la concentration en solides dissous des effluents liquides. Dans le prochain chapitre, la problématique de la fermeture des eaux sera élargie par l'examen de la technologie même du désencrage.

CHAPITRE III

PRINCIPES DU DÉSENCRAGE

3.1 Introduction : les contaminants de la pâte désencrée

Le désencrage de vieux papiers est un procédé de nettoyage qui se fait par action mécanique, chimique et thermique. Dans les diverses étapes de traitement, la pâte est successivement diluée ou épaissie, et par conséquent, il est possible de diminuer la quantité d'effluents liquides en préconisant la recirculation des eaux pressées ou drainées de la pâte, vers les unités nécessitant une dilution. Ceci permet aussi de récupérer une partie des fibres fines qui seraient autrement perdues. Cependant, le recyclage d'eaux blanches comporte plusieurs inconvénients : l'augmentation de contaminants dissous ou en suspension dans les eaux de procédé, ainsi que la variation de la distribution de taille des fibres, ce qui peut nuire au bon fonctionnement de la machine à papier et diminuer la qualité finale du produit. En ce qui concerne les eaux blanches en général, les solides en suspension posent problème au niveau du recyclage de courants vers des douches et rinceurs de divers équipements qu'ils sont susceptibles de boucher. Dans le cas particulier de la pâte désencrée et de ses eaux blanches, les matières dissoutes ou colloïdales résultantes des cires, des produits de couchage ou de colles autoadhésives et thermosensibles provenant des papiers récupérés sont sources de nombreux problèmes additionnels (augmentation du taux de casse, arrêts fréquents pour nettoyage d'équipements, diminution de la qualité du papier) liés à la déposition de matières collantes au niveau de la machine à papier et des autres équipements servant au pressage de la pâte (Ben et al, 2003; Castro et al, 2003; Doshi, 1995). Ce problème s'accroît avec la diversification des produits papetiers en fonction de besoins des consommateurs. Les nouveaux types de colles autoadhésives pour étiquettes, timbres, enveloppes, etc., sont autant de nouvelles sources de contamination (Patrick, 2001). De surcroît, la pâte désencrée est généralement mélangée à de la pâte vierge avant la

fabrication du papier. C'est le cas de la plupart des usines productrices de papier journal qui font le mélange avec de la pâte thermomécanique. Il a été observé que le mélange entre la poix et les autres résidus contenus dans la pâte mécanique aux contaminants synthétiques provenant de la remise en pâte de vieux papier, tend à accentuer les problèmes liés à la déposition de matières collantes au niveau de la machine à papier (Lenes et al, 2001).

3.2 Plan du chapitre

Ce chapitre ne vise pas spécifiquement à faire le détail du fonctionnement de chaque type d'équipement utilisé* pour le désencrage. Il porte plutôt sur les paramètres d'opération de certaines unités, et les interactions entre les différents produits chimiques requis ainsi que les contaminants, afin de recenser les recommandations et constatations qui ont été faites dans la littérature pour améliorer le nettoyage de la pâte par l'utilisation rationnelle de ressources indispensables (eau, énergie, produits chimiques, et matériaux de fabrication du papier). Selon Smook (1992) l'enlèvement de pigments d'encre peut se décomposer en trois phases : ils sont d'abord détachés des fibres, puis dispersés en milieu aqueux, avant d'être finalement séparés de la suspension. En ce qui concerne les moyens requis pour y parvenir, Dorris (2002), résume le désencrage à l'utilisation de six classes d'équipements, soit : les tritrateurs, les tamis, les cellules de flottaison, les épurateurs, les laveurs et les disperseurs. Dans le contexte spécifique de la fermeture des eaux d'une ligne de production de pâte dans une usine intégrée de production de papier, il sera question plus particulièrement des principes des étapes de traitement qui affecte les compositions de la pâte et des eaux blanches recyclables notamment par l'ajout de divers produits chimiques. Cinq types d'opération qui, comme le montre la figure III.1, se recoupent parfois par l'utilisation de certain équipements à des fins communes, seront abordés, soit :

* Pour cela, le lecteur est invité à consulter le chapitre 2 du mémoire de Walosik (1999)

- la remise en pâte,
- l'extraction de l'encre et des contaminants de la pâte,
- le blanchiment de la pâte,
- le traitement des effluents,
- et enfin, la fabrication du papier.

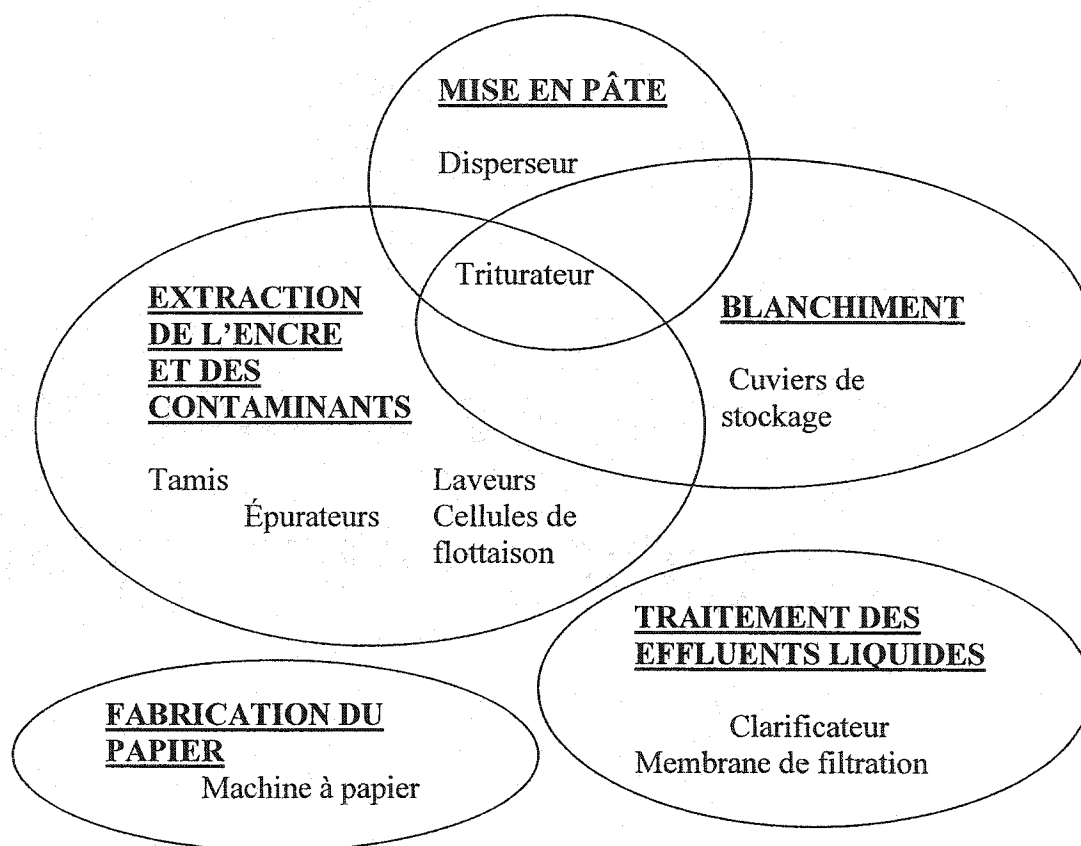


Figure III.1 Équipements utilisés dans les opérations liées au désencrage

Le blanchiment de la pâte, le traitement des effluents, et la fabrication du papier ne sont pas à proprement parler spécifiques au désencrage puisque ces étapes existent aussi dans les procédés de fabrication du papier à partir de pâte vierge. Mais d'une part, et comme le montre la figure III.2 (une représentation simplifiée d'un agencement typique des équipements du désencrage et des possibilités en matière de recyclage d'eaux blanches),

les produits chimiques utilisés lors de ces opérations affectent la composition des eaux du procédé et, peuvent donc avoir un impact sur la qualité de la pâte désencrée. D'autre part, il sera montré que la chimie de ces opérations est aussi spécifiquement adaptée aux caractéristiques de la pâte désencrée et de ses contaminants.

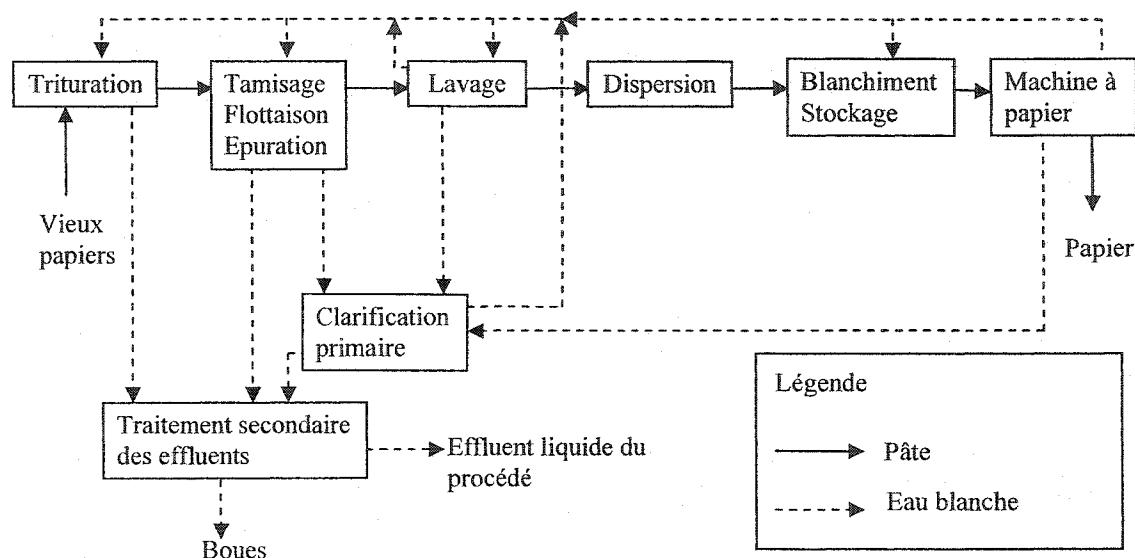


Figure III.2 Schéma type du procédé de désencrage

3.3 Mise en pâte

La remise en pâte de vieux papiers se fait par trituration. La fonction de la trituration est de défaire les liens entre les fibres des papiers usés, ainsi que d'en détacher l'encre. Un disperseur peut être utilisé subséquemment pour pulvériser les contaminants récalcitrants et homogénéiser la suspension.

3.3.1 Principes de l'opération

Première étape du désencrage, la trituration vise particulièrement la désagrégation du réseau fibreux des papiers récupérés, ainsi que le détachement de l'encre et des

contaminants des fibres. Elle peut être considérée comme étant la phase critique du procédé car elle affecte l'efficacité des opérations subséquentes dont plus particulièrement celles qui se rapportent à l'enlèvement des particules d'encre de la pâte. En fait, l'extraction de contaminants grossiers, ainsi qu'un blanchiment préliminaire de la pâte peut déjà avoir lieu lors de la trituration. Aussi, l'ajout de produits chimiques se fait parfois en prévision d'étapes de traitement subséquentes. La trituration peut se faire aussi bien en régime continu que discontinu. Les tritrateurs en cuvette sont généralement munis de rotors hélicoïdaux et de chicanes pour faire la désintégration de la pâte. Un tritrateur fonctionnant en régime permanent consiste en un tambour horizontal en coupe légèrement incliné. Par la force centrifuge, les balles de papier qui y sont chargées sont projetées vers ses parois et sont désintégrées (Smook, 1992).

La dispersion mécanique (soit à l'aide d'un équipement de type malaxeur ou de raffineur à disques) consiste en une seconde trituration d'une pâte pressée à haute consistance après l'extraction de l'encre et des contaminants. Elle vise à détacher l'encre résiduelle des fibres ainsi qu'à broyer et disperser uniformément les contaminants demeurant dans la pâte afin d'uniformiser la suspension. Les coûts d'opérations de la dispersion sont élevés puisque l'opération requière une puissance de l'ordre de 140 à 480 MJ/t de pâte et nécessite parfois aussi le contact de vapeur vive avec la pâte (Rusinsky et al, 2003). Par ce fait et aussi à cause de la difficulté de mesurer l'impact de l'opération sur la qualité de la pâte, et des problèmes de déposition liés aux contaminants collants, cette technologie de moins en moins utilisée, surtout dans les procédés de recyclage de vieux journaux. Elle est encore préconisée pour le recyclage de vieux cartons ondulés, où les problèmes de déposition sont moins marqués, ainsi que pour le recyclage de papiers de bureau triés pour retirer les encres d'imprimantes laser et de photocopieuses (Patrick, 2001).

3.3.2 Conditions d'opérations de la trituration

Les paramètres d'opération affectant l'efficacité de la trituration sont la consistance de la pâte, le cisaillement, la température et la durée de l'opération ainsi que le pH et le type de produits chimiques utilisés.

3.3.2.1 Consistance, cisaillement et température

Selon le grade de papier remis en pâte, la trituration se fait à plus ou moins haute consistance. Par exemple, en cuvée la trituration de papiers journaux récupérés se fait à 5 à 8 % de consistance (Smook, 1992; Walosik, 1999). Mais elle peut aussi se faire à 35 à 45 % de consistance pour à désintégrer les papiers et les cartons qui résistent à l'humidité (Smook, 1992). Quant au régime permanent, un tritrateur tambour, par exemple, fonctionne à 15 à 20 % de consistance. La trituration à haute consistance permet de faciliter le défibrage et le détachement de l'encre en augmentant le cisaillement et la température, ce qui permet de diminuer la consommation d'énergie (Fabry et al, 2001). Quand la température de trituration augmente, la viscosité de l'eau diminue, ce qui permet une pénétration plus rapide dans le réseau fibreux, donc une accélération du défibrage et du détachement de l'encre (ibidem). En cuvée, le taux de cisaillement peut aussi être optimisée en augmentant la vitesse du rotor. Bien que l'augmentation de la valeur de tous ces paramètres améliore le détachement de l'encre, cela accentue aussi la fragmentation des particules d'encre ce qui accélère la redéposition de l'encre sur les fibres (ibidem). Or, si de petites particules d'encres se redéposent à l'intérieur du lumen des fibres, leur séparation de la suspension est empêchée de façon irréversible ce qui diminue la brillance du papier recyclé.

3.3.2.2 Durée

La fragmentation et la redéposition de l'encre est aussi fonction du temps de trituration. Ce phénomène est comparativement moins important pour les triturateurs en cuvée opérant à temps réduit que pour les triturateurs tambour dont le temps de trituration (généralement fixé autour de vingt minutes) ne peut être diminué (Mezra et Haynes, 2001). Par convention, le temps de trituration en cuvée s'écoule entre l'ajout de l'eau, du papier et des produits chimiques et le début de la vidange du triturateur. La diminution de celui-ci pour un triturateur à tire toron est cependant limitée par la taille du système d'enlèvement de détrit. Cependant, Fabry et al (2001) avancent qu'une période de dix à trente minutes utilisée typiquement dans l'industrie est trop longue et pourrait être réduite à cinq minutes et moins. Ceci permettrait d'obtenir un taux de défibrage suffisant et de réduire la fragmentation de l'encre ainsi que des colles thermosensibles, tout en diminuant considérablement la consommation d'énergie. Par contre, il resterait alors plus de points d'encre résiduels encore non détachés des fibres, ce qui diminuerait la brillance de la pâte. La solution proposée par Fabry et al, serait d'intercaler une étape de dispersion entre deux étapes de flottaison.

3.3.2.3 Trituration en milieu basique

La trituration de papiers récupérés a généralement lieu en milieu basique. L'hydroxyde de sodium sert à accélérer le défloconnage et permet aussi de favoriser le défibrage et le détachement de l'encre (l'alcalinité permet de diminuer l'intensité des liens électrostatiques entre les fibres) (McCool, 1993). Cependant, à pH basique la pâte jaunit si celle-ci a une haute teneur en lignine (comme c'est le cas de la pâte mécanique), d'où l'ajout de peroxyde d'hydrogène au triturateur pour empêcher ce phénomène. L'utilisation de peroxyde d'hydrogène implique aussi l'ajout d'agents de chélation et de silicate de sodium pour le stabiliser et empêcher sa dégradation catalysée par les ions métalliques de transition présents dans la pâte. Enfin, les surfactants, dispersants,

agglomérants sont aussi ajoutés au niveau du triturateur utilisés pour assurer que l'encre et les contaminants, demeurent bien séparés des fibres dans la suspension. La description de ces produits qui sont utilisées au niveau des cellules de flottaison et des laveurs, sera détaillée plus amplement dans les sections se rapportant à la séparation de l'encre et des contaminants.

3.3.2.4 Trituration en milieu neutre

Selon Lapierre et al, (2002), le coût des produit chimiques du désencrage de mélanges de vieux papiers journaux et de vieux magazines pourrait être considérablement diminué sans impact négatif sur la blancheur de la pâte ni sur l'enlèvement de l'encre, si la trituration se faisait en milieu neutre avec ajout de sulfite de sodium et d'un surfactant au lieu de l'hydroxyde de sodium et des produits que son utilisation implique. Aussi la présence de sulfite de sodium permettrait de maintenir une efficacité à la flottaison similaire à celle qui est obtenue en milieu alcalin. Suess et al (2001) rapportent qu'autrement cette efficacité diminuerait en milieu neutre. La trituration en milieu neutre permettrait aussi de diminuer la demande chimique en oxygène des eaux usées, et de réduire la fragmentation de contaminants collants (Brouillette et al, 2002; Fabry et al, 2001). Ceci atténuerait aussi la dissolution de matières organiques anioniques responsables des problèmes de formation et de déposition de micro contaminants collants au niveau de la machine à papier lors de l'ajout d'agents de rétention cationiques (Brouillette et al, 2002). Cependant d'après Roring et Haynes (1999), le désencrage en milieu neutre amoindrirait le défibrage et le détachement de l'encre lors de la remise en pâte de papiers contenant des fibres de bois, ainsi que la fragmentation des particules d'encre; le blanchiment de la pâte ne pourrait plus se faire par action oxydative du peroxyde d'hydrogène, puisque l'ajout d'hydroxyde de sodium serait nécessaire pour que l'agent oxydant soit efficace, ce qui annulerait par conséquent tout les bienfaits économiques de la trituration en milieu neutre; enfin, bien que l'enlèvement d'encres de type flexographique semble être plus efficace en milieu neutre, l'effet

inverse est observé pour les encres de type offset pour lesquelles la redéposition sur les fibres est plus marquée.

La remise en pâte est donc l'étape déterminante du procédé de désencrage puisque d'une part la composition chimique de la pâte triturée affecte les compositions des eaux blanches produites dans toutes les opérations de traitement subséquentes, et d'autre part l'efficacité de détachement de l'encre des fibres a un impact sur l'efficacité de la séparation de l'encre de la suspension.

3.4 Extraction de l'encre

Une fois détachée des fibres par trituration, l'encre peut être séparée soit par lavage ou par flottaison on encore par un procédé hybride.

3.4.1 Lavage

Le lavage est un procédé qui consiste à effectuer la séparation de l'encre et des contaminants par épaissement. La taille optimale des particules d'encre serait d'environ 15 μm (Smook, 1992). La séparation devrait être proportionnelle à l'eau éliminée si l'encre non liée aux fibres est suffisamment fragmentée et bien dispersée dans la phase aqueuse, mais le réseau fibreux forme un filtre qui diminue l'efficacité du lavage, même lorsque les pigments sont très fins (moins de 15 μm). Il est donc nécessaire de diluer la pâte pour diminuer cet effet. Un épaisseur à pince permet de faire l'étape finale de lavage en portant la pâte à faible consistance à 8 à 12 % de consistance (Smook, 1992).

3.4.2 Flottaison

La flottaison est un procédé qui a été emprunté à l'industrie minéralurgique, et qui a été d'abord plus utilisé par les usines de désencrage européennes et japonaises avant d'être progressivement adopté en Amérique du Nord. Son principe repose sur l'introduction d'un agent moussant dans la pâte ce qui permet la floculation des pigments d'encre. La mousse est séparée de la suspension par aération à basse consistance (de 0.7 à 1.3 %) dans des cellules de flottaisons. De tels équipements représentent un investissement plus coûteux que des laveurs. Aussi, l'inconvénient majeur que de leur utilisation implique est le coût important des produits chimiques requis. Cependant, comparées au laveurs, les cellules de flottaison ont l'avantage d'éliminer moins de charges et de fibres fines et de simplifier le traitement des effluents car l'encre et les produits chimiques sont évacués dans la mousse (Smook, 1992).

3.4.3 Efficacité de la flottaison

L'efficacité de la flottaison dépend à la fois de paramètres chimiques et mécaniques. Schulze (1991) a proposé une équation probabiliste pour décrire l'aspect cinétique de cette opération :

$$dn_p / dt = -Z_c \cdot n_p \cdot n_b \cdot P_c \cdot P_a \cdot P_s \quad (1)$$

La distribution de taille optimale de particules d'encre pour la flottaison serait de 10 à 100 μm (Saint Amand, 1999). Les particules plus grandes et plus lourdes sont plus difficilement portées par les bulles tandis que les probabilités d'attachement et de collision sont moindres pour les particules trop petites. La consistance de la pâte, la vitesse d'agitation, le débit de bullage de l'air ainsi que le temps de flottaison son autant de paramètres qui ont un impact sur l'efficacité de la flottaison. Celle-ci augmente avec

l'élévation de n'importe lequel de ces paramètres (Carrasco et al, 1999). L'efficacité de flottaison s'exprime par un facteur de désencrabilité déterminé expérimentalement par un test standard (TAPPI T 452) qui est fonction de mesures de brillance :

$$E = \frac{B_F - B_D}{B_B - B_D} \quad (2)$$

3.4.4 Procédé hybride

On note qu'aujourd'hui en Amérique du Nord, le lavage et la flottaison sont combinés dans la plupart des usines de désencrage modernes (Patrick, 2001). Le rôle du lavage a été réduit pour éviter de trop lourdes pertes en fibres. Dans certaines usines de recyclage de vieux journaux, des laveurs qui épaississent la pâte simplement par aspiration plutôt que par pressage ont été mis en place pour effectuer un nettoyage sommaire en fin de parcours pour permettre de retenir plus de charges et de fines. Comme les charges contribuent à augmenter la brillance du papier, la flottaison est généralement favorisée pour en limiter les pertes, sauf par exemple pour la production de mouchoirs etc. à partir de vieux papiers de bureau, car la teneur en charge doit être moindre (Suess et al, 2001).

3.4.5 Dureté de l'eau des cellules de flottaison

Le paramètre chimique le plus influent quant à l'efficacité de l'enlèvement de l'encre serait la dureté de l'eau plutôt que le pH ou que le dosage en produits surfactants (Moe et Roring, 2001). A cette fin du chlorure de calcium est normalement ajouté au niveau des cellules de flottaison. Cependant une eau trop dure peut faire augmenter la perte de charges inorganiques (surtout lorsqu'il s'agit de carbonate de calcium), ainsi que les pertes en fibres, essentiellement liées au phénomène d'entraînement de celles-ci par les particules d'encres et les charges (ibidem.). Le silicate de sodium restant de la

trituration, permet de réduire les pertes en fibres et en charges durant la flottaison (Suess, 2001). Mais le calcium résiduel qui est retenu aux fibres en milieu basique se dissout dans la phase aqueuse en milieu acide et contribue à accentuer la formation de dépôts collants en se liant aux matières dissoutes anioniques (Laine, 1995).

3.4.6 Stabilisation de la mousse de flottaison

Les charges minérales sont normalement nécessaires à la stabilisation de la mousse des cellules de flottaison, mais cette technologie s'est améliorée de manière à en réduire la quantité requise. Dans le cas du recyclage de vieux journaux, il est maintenant possible d'éviter d'ajouter de vieux magazines dans le but de procurer celles-ci, ce qui améliore le rendement du procédé (Patrick, 2001). Le taux d'utilisation optimal de papier magazine relève en fait de la rentabilité et ce serait maintenant plus avantageux dans les usines de recyclage de vieux cartons, où les pertes sont moins importantes, que les usines de recyclage de papier journaux ou de papier de bureau (ibidem.).

3.4.7 Agents tensioactifs

Parmi les réactifs clés de la chimie du désencrage se trouvent les agents tensioactifs qui sont généralement des huiles minérales modifiées avec ajout de groupements hydrophiles pour rendre la molécule plus soluble (Smook, 1992). Ils sont classés en trois catégories : les détergents (surfactants) pour le détachement, les dispersants pour éviter que les particules d'encres ne se redéposent sur les fibres, et les collecteurs de flottaison (agents moussants et surfactants) pour diminuer la tension superficielle de l'eau et former de la mousse dans laquelle se retrouvent les particules d'encre. L'hydroxyde de sodium, le silicate de sodium et le borax, servent d'adjuvants aux agents tensioactifs. L'utilisation de dispersants se fait plutôt au niveau du tritrateur, mais peut aussi se faire au niveau des laveurs. Les dispsecteurs sont des agents tensioactifs qui sont à la fois

dispersants et collecteurs, ce qui permet de combiner plus facilement le lavage à la flottaison car la taille idéale des particules d'encre n'est pas la même pour les deux opérations (ibidem). En effet l'encre devient assez hydrophile pour permettre la dispersion durant le lavage, mais les particules adhèrent suffisamment les unes aux autres pour assurer l'efficacité de la flottaison. Les collecteurs de flottaison, sont ajoutés lors de la flottaison pour augmenter l'hydrophobicité des particules d'encre et favoriser leur agglomération. Cependant, selon Magda et Lee (1999) l'hydrophobicité n'est pas le seul critère d'efficacité des collecteurs de flottaison. Ayant étudié un collecteur à base d'oléate pour ôter des encres à base d'huiles, ils recommandent de trouver la tension de surface minimale de la phase aqueuse pour établir le pH optimal de flottaison.

3.4.8 Extraction et passivation des autres contaminants

L'enlèvement de l'encre par les technologies du lavage et de la flottaison a été abordé. De manière plus générale l'extraction des contaminants de la pâte, se fait aussi par tamisage (soit en fonction de leur taille), par épuration (soit en fonction de leur densité), ou, comme pour l'encre, par épaississement (soit en fonction de leur solubilité dans l'eau). Comme les contaminants dissous dans la pâte peuvent provoquer des problèmes de déposition au moment du pressage de la pâte et de la fabrication du papier, il est préférable d'éviter de broyer les particules collantes lors de la trituration afin d'en faciliter la séparation par tamisage, par épuration, et par flottaison. La technologie d'enlèvement de ces particules a évolué au cours des dernières années par la diminution du diamètre des épureurs, ainsi que de la largeur des fentes des tamis et aussi la conception de systèmes permettant un meilleur traitement des eaux usées (Patrick, 2001). La passivation des particules collantes (et des autres contaminants) consiste en l'ajout de charges minérales à la pâte pour que les matières dissoutes difficilement extractibles s'y absorbent. De tous les minéraux, le talc est le plus fréquemment utilisé à cette fin, parce qu'il est fortement hydrophobe; il peut absorber aussi bien les cires que

les colles autoadhésives ou thermosensibles, ainsi que les encres de type toner (Yordan et al, 2001).

3.5 Blanchiment

L'ajout de certains agents de blanchiment lors de la trituration pour éviter le jaunissement de la pâte a été mentionné précédemment. Mais pour des raisons d'économie et d'efficacité, le blanchiment et l'augmentation de la brillance de la pâte tend à être effectué à la fin du procédé, lorsque la pâte est à plus haute consistance. Plusieurs usines comprennent deux stades d'oxydation suivis par des stades de réduction. Ces stades peuvent être en séquence mais il faut alors ajouter un produit pour arrêter l'action oxydative avant de passer à la phase de réduction. Aussi, certaines usines de recyclage de vieux journaux n'ont besoin que d'un stade de réduction (sans oxydation au préalable) pour faire le conditionnement de la pâte. De nos jours, les agents oxydants les plus populaires sont le peroxyde, l'oxygène et parfois l'ozone, tandis que les agents réducteurs les plus utilisés sont l'hydrosulfite de sodium et l'acide sulfonique de formamidine (Patrick, 2001). Le moyen le plus efficace pour blanchir la pâte désencrée serait de combiner des stages pressurisés de blanchiment à l'oxygène et au peroxyde. Un petit nombre d'usines utilise du bioxyde de chlore alors que l'hypochlorite de sodium a été supprimé pour des raisons environnementales. Cependant, dans le cas de la pâte mécanique, les produits fortement oxydants ne sont pas recommandés car ils dégradent la lignine, ce qui produit d'importantes pertes en rendement et augmente la quantité d'effluents du procédé (Suess, 1995). Par exemple, l'oxygène ne contribue pas à la brillance d'une pâte qui a un fort contenu en lignine. Aussi lorsqu'un papier à haute teneur en carbonate de calcium (ce qui est le cas d'une bonne partie du papier récupéré en Europe) est recyclé, les agents de blanchiment tels l'ozone, l'oxygène et le bioxyde de chlore ne sont pas recommandés car ils sont surtout efficaces en milieu acide. A cause de l'effet tampon du carbonate de calcium qui sert à

la fabrication du papier en milieu alcalin, il serait nécessaire de retirer tout le contenu en cendres de la pâte ce qui engendrerait alors d'importantes pertes en rendement (ibidem.). L'ajout d'agents de chélation pour retirer les ions métalliques de transition (Ca, Mg, Al, Zn, Fe, Cu, et Mn), sert aussi à empêcher la décomposition des produits de blanchiment par ceux-ci et, protège autant l'action des agents oxydants que celle des agents réducteurs (Taylor et Morrison, 1999). De plus, la présence d'ions Fe dans la pâte désencrée favorise l'attachement des particules d'encre résiduelles aux fibres fines, ce qui peut aussi réduire considérablement la brillance finale de la pâte (Lapierre et al, 2001). La brillance du papier recyclé dépendrait plutôt de l'efficacité de l'enlèvement de l'encre que de la quantité de peroxyde d'hydrogène ajoutée pour faire le blanchiment de la pâte (Suess et al, 2001).

3.6 Traitement des effluents

Les contaminants séparés de la pâte par des unités de traitement tels les tamis, les épurateurs et les laveurs sont sources d'effluents liquides qui doivent être traités pour pouvoir être réutilisés. La clarification par sédimentation et micro flottaison est la technologie privilégiée pour le traitement des effluents, la filtration par membrane pourrait s'avérer être une technologie d'avenir intéressante.

3.6.1 Clarification

Plusieurs usines de fabrication de papier journal canadiennes sont munies aujourd'hui d'un traitement des effluents avec deux ou plusieurs stages de clarification. Souvent un stage de clarification primaire est utilisé pour traiter de l'eau qui est par la suite recyclée dans le procédé. La clarification par flottation à air dissous ou micro flottation peut retirer de manière efficace les contaminants solides en suspension des eaux de procédés. L'ajout de polymères flocculants tel les polyacrylamides, de sels d'aluminium ou de fer

(AlSO_4 , FeSO_4 , FeCl_2) augmente l'efficacité d'enlèvement de ces solides. L'ajustement du pH des eaux usées doit se faire entre 4,5 et 6,5 lorsque ces sels métalliques sont utilisés (Pan American Environmental). Par contre, la micro flottation ne serait aucunement efficace pour retirer les matières qui demeurent dissoutes ou en suspension colloïdale (Ben et al, 2001). D'où l'importance d'un bon pressage de la pâte avant l'envoi à la machine à papier. Bien qu'il ait été observé que, contrairement aux eaux blanches de pâte thermomécanique, dans les eaux blanches de pâte désencrée, les composés organiques lipophiles tels ceux qui entrent dans la composition de l'encre sont plus efficacement retirés. Ils seraient présents sous la forme de solides en suspension dispersés plutôt que sous la forme de matières colloïdales, probablement à cause de la haute concentration d'ions calcium utilisés pour faire mousser les savons dans les cellules de flottaison. Ces ions peuvent déstabiliser des particules lipophiles stabilisées par des polysaccharides (ibidem.).

3.6.2 Filtration par membrane

Comme les encres flexographiques sont de plus en plus utilisées pour l'impression de journaux, des technologies de séparation par membranes perméables comme l'ultrafiltration ont été investiguées pour effectuer le traitement des filtrats de laveurs des procédés de recyclage de vieux journaux (Chabot, et al 1998). En effet, ce type d'encre se fragmente en petites particules de l'ordre de un micron qui, contrairement aux encres traditionnellement utilisées, sont plutôt hydrophiles et donc se dispersent bien dans la phase aqueuse. La flottaison s'avère donc plutôt inefficace pour les séparer de la pâte. Par conséquent le lavage demeure nécessaire pour s'en débarrasser, ce qui a pour effet d'augmenter le niveau de contamination du filtrat de lavage qu'il faut alors traiter pour pouvoir le recycler. Or l'efficacité de clarification par micro flottaison s'en trouve aussi affectée, et l'ajout d'une charge importante de polymères coagulants est nécessaire pour assurer un bon traitement surtout lorsque la proportion d'encre flexographique dépasse

les 20 % (ibidem.). La séparation par membrane pourrait donc s'avérer être une technologie d'avenir dans l'optique de la fermeture des circuits d'eau, l'obstacle majeur étant le coût de cette technologie (Magnusson, 2001). La séparation par nanofiltration permet aussi de diminuer les concentrations d'éléments inorganique (Al, Ca, Fe, Mg, Mn, Na, S) ce qui contribue à diminuer la conductivité des effluents (ibidem.), et a en plus efficacement contrôler la dureté.

3.7 Fabrication du papier

L'eau de la machine à papier est la moins contaminée des eaux blanches puisqu'elle est extraite d'une pâte lavée et nettoyée. Cette eau peut notamment être recirculée vers les équipements d'un atelier de désencrage. Le pH de fabrication du papier peut avoir un impact important sur les stratégies de recirculation préconisées. Le choix du pH de fabrication dépend généralement du grade de papier recyclé, ainsi que de la nature de la pâte (mécanique ou chimique), mais les tendances varient aussi selon les différentes régions du globe. Cela implique des répercussions sur la composition de l'eau blanche de la machine à papier ainsi que sur le type de produits chimiques utilisés dans les étapes antérieures du traitement de la pâte.

Bien que des conditions alcalines soient généralement plus favorables à la remise en pâte de vieux papiers, la pâte désencrée est généralement acidifiée lors de son conditionnement final pour éviter le jaunissement. En outre, le mélange de pâte thermomécanique (donc à haute teneur en lignine) à de la pâte désencrée est fréquent et le pH de fabrication du papier se situe autour de 5. L'industrie est aussi parfois réticente à envisager la fabrication du papier en conditions alcalines à cause des problèmes liés au contrôle des matières dissoutes ou en suspension colloïdale. Par exemple, l'alun, qui agit en tant qu'extracteur de déchets anioniques en neutralisant la charge des substances dissoutes et colloïdales (notamment les contaminants collants de la pâte désencrée), tend à perdre sa charge cationique à pH neutre. Il a été observé qu'à pH 8 l'alun a encore

environ un quart de la charge positive qu'il a à pH 5, mais qu'il demeurerait quand même suffisamment efficace pour la fabrication du papier en conditions alcalines (Takanori, 1998).

Par contre la fabrication de papier en milieu alcalin comporte aussi des avantages. D'une part, un papier ayant un pH alcalin jaunit moins rapidement qu'un papier à pH acide. Par exemple, le papier journal, souvent à forte teneur en pâte mécanique est généralement acide (cela pose peu de problèmes au niveau du vieillissement du produit puisqu'il est rapidement consommé). D'autre part l'utilisation de charges inorganiques pour augmenter l'opacité et la brillance du papier peut réduire de manière avantageuse le coût des matières premières car les fibres sont parfois plus coûteuses (Klungness et al, 1999). En ce qui concerne le papier magazine, l'argile a traditionnellement été le matériau de choix qui entre dans sa composition. La teneur en argile de ce type de papier peu être de l'ordre de 25 à 30 %. Cependant, l'utilisation du carbonate de calcium (une charge moins coûteuse ayant aussi de meilleures propriétés optiques) a beaucoup progressé ces dernières années en Europe au détriment de l'argile, tandis qu'en Amérique du Nord elle est plutôt encore limitée à la fabrication de papier à partir de sources non ligneuses (Laufmann, 1998). Comme cette charge à un effet tampon, il suffit qu'un papier n'en contienne que 2 % pour qu'il soit nécessaire de le fabriquer en conditions neutres ou alcalines.

3.8 Conclusion

Le procédé de désencrage a donc été abordé dans le but d'analyser l'impact des étapes de traitement sur la composition de la pâte désencrée et sur celle des eaux blanches de procédé ainsi que dans l'optique des opérations unitaires essentielles à la fabrication de papier recyclé et de l'optimisation de paramètres de fonctionnement de certains équipements. Bien que le désencrage repose sur des principes de séparation

essentiellement mécaniques (enlèvement des contaminants en fonction de leur densité, de leur taille, par flottaison ou par épaissement), il a été montré qu'une variété de produits chimiques est aussi nécessaire, ce qui crée en diverses étapes des conditions opposées. Il est donc délicat de juger de la qualité des eaux de procédé, puisque les produits utilisés lors de certaines opérations peuvent devenir les contaminants d'une autre opération. D'une part, la chimie de la trituration et du lavage a pour but de disperser les contaminants, tandis qu'inversement, lors de la flottaison et de clarification, il faut favoriser leur coagulation et leur floculation.

Tableau III.1 Chimie type d'un procédé intégré de désencrage de vieux papiers (adapté de McCool, 1993)

| Produit chimique | Remise en pâte | Séparation (a) | Blanchiment | Traitement (b) | Fabrication du papier |
|------------------------|-------------------|-------------------|-------------|-------------------|--------------------------|
| Hydroxyde de Sodium | X | | X | | |
| Silicate de sodium | X | | X | | |
| Peroxyde d'hydrogène | X | | X | | |
| Borax | | X | | | |
| Chlorure de calcium | | X | | | |
| Hydrosulfite de sodium | | | X | | |
| ASF ^(c) | | | X | | |
| Acide sulfurique | | | X | X | X |
| Sels métalliques | | | | X | X |
| Charges inorganiques | X | X | | | |
| Agents tensioactifs | X | X | | | |
| Agents de chélation | X | | X | | |
| Polymères floculants | | | | X | |

Notes. a : Séparation de l'encre et des contaminants; b : Traitement des effluents; c : Acide sulfinique de formamidine.

D'autre part, le pH de la remise en pâte de vieux papiers est généralement alcalin alors que la pâte désencrée est généralement acidifiée lors de son conditionnement final pour éviter le jaunissement de la lignine. En guise de synthèse, le tableau III.1 résume les divers types de produits chimiques susceptibles de se retrouver dans les courants d'eau blanche et de pâte du procédé de désencrage, ainsi que les étapes d'opérations au niveau desquels ils sont ajoutés. Dans le prochain chapitre, une présentation sommaire du procédé qui a été le sujet de cette étude sera effectuée.

CHAPITRE IV

DESCRIPTION DE L'ATELIER DE DÉSENCRAGE ÉTUDIÉ

4.1 Historique

L'atelier de désencrage de vieux papiers de la compagnie Kruger situé à Bromptonville en Estrie au Québec est le sujet de cette étude. Fondée à Montréal en 1904 par Joseph Kruger cette compagnie papetière compte aujourd'hui 10 500 employés au Canada et à l'étranger. Le site de l'usine de Bromptonville, acquis en 1950, produit du papier journal. Il y a trois machines à papier pouvant produire plus de 800 tonnes de papier par jour. À l'origine, il y avait uniquement un moulin de fabrication de pâte par procédé thermomécanique. En 1992, un atelier de désencrage d'une capacité de production de 200 t/a de pâte désencrée fut inauguré. La modélisation de cet atelier a fait l'objet d'études portant sur la fermeture de circuits d'eau par divers étudiants de l'école Polytechnique de Montréal (Walosik, 1999; Savu et al, 2001), ainsi que sur la stratégie de contrôle du réservoir des cassés (Bonhiver, 1998). Le papier récupéré approvisionnant l'usine de recyclage consiste en 80 % de vieux journaux et 20 % de vieux magazines, provenant de centres de tri de collectes municipales, situés au Québec et dans l'état de New York (kruger.com; communication personnelle). En 1992, l'atelier consistait en une seule ligne de production de pâte désencrée, soit un courant principal de pâte suivant un seul et même parcours entre la trituration et le stockage final de la pâte. En 1999, cet atelier a été agrandi et modifié par la mise en place d'une deuxième ligne afin de pouvoir augmenter la capacité de production qui est maintenant de plus de 400 odt de pâte désencrée par jour. Plusieurs équipements furent ajoutés et certains équipements de la première ligne furent aussi déplacés vers la deuxième de manière à réduire le nombre d'étapes de traitement de la pâte. L'ancienne ligne s'appelle désormais la ligne 1 tandis que la nouvelle ligne s'appelle la ligne 2. La ligne 1 a toujours une capacité de 200 odt par jour tandis que celle de la ligne 2 est de l'ordre de

250 odt. La production moyenne entre juin 2001 et mai 2002 fut de 425 odt par jour, dont 184 tonnes furent pressées et envoyées à l'usine Kruger de Trois-Rivières et 241 tonnes furent envoyées aux machines à papier principalement alimentées par l'atelier de mise en pâte thermomécanique (PTM) de Bromptonville. L'atelier de PTM produit en moyenne 600 odt de pâte par jour. Donc le papier produit par Kruger Bromptonville est composé d'approximativement 30 % de pâte recyclée et 70 % de pâte vierge (ce ratio est le même pour les trois machines à papier).

4.2 Schéma de circulation d'eau

En ce qui concerne l'atelier de désencrage, le recyclage des eaux d'usine se fait à divers niveaux :

- entre les différents équipements de chaque ligne de production,
- entre les équipements des lignes 1 et 2 et les équipements communs aux deux lignes,
- depuis les cuiviers d'eau blanche des machines à papier,
- enfin, de l'eau de refroidissement qui sert à condenser la vapeur produite par les raffineurs de l'atelier de PTM est envoyée vers l'atelier de désencrage, et sert d'utilitaire chaud à l'atelier de désencrage.

Une eau fraîche est nécessaire dans l'usine pour toute dilution de la pâte qui n'est pas satisfaite par une eau blanche disponible. Ainsi, le mélange de l'utilitaire froid de l'usine PTM à la pâte désencrée ne constitue pas une économie d'eau fraîche car un appoint est requis dans une autre partie de l'usine.

4.2.1 Représentation de l'atelier original

La figure IV.1, est un schéma simplifié de la circulation d'eau de l'atelier original, tel que simulée par Walosik (1999), Savu et al (2001) et Bonhivers et al (1998, 2002).

Lorsque l'atelier comprenait encore une seule ligne de désencrage, la trituration se déroulait dans un tritrateur en cuvette dans lequel le papier entrant était dilué à une consistance de 30 %.

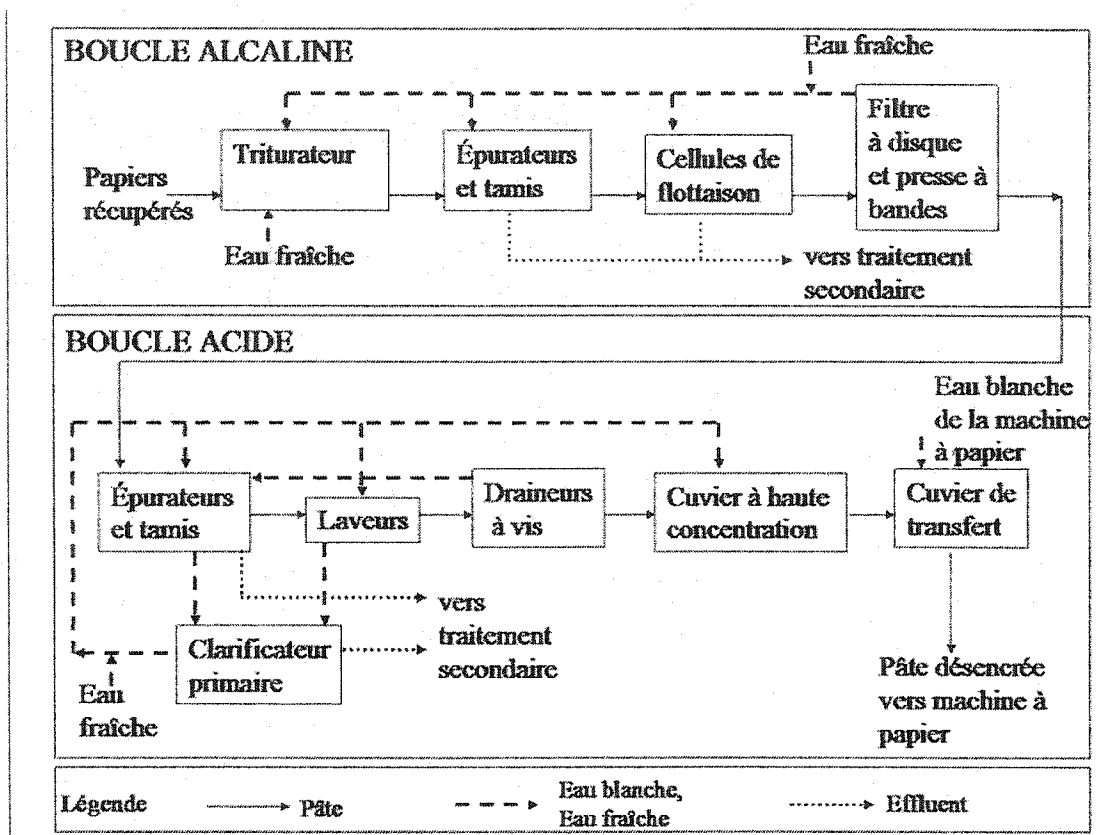


Figure IV.1 Circulation d'eau dans l'atelier de désencrage original

Le procédé était scindé en deux parties : soit la boucle alcaline et la boucle acide dans lesquelles se déroulaient sensiblement les mêmes étapes : une phase de nettoyage (dit « grossier » dans la boucle alcaline et, dit « fin » dans la boucle acide) consistant en étapes successives de tamisage et d'épuration; puis une phase d'épaississement de la pâte: d'abord à l'aide d'un filtre à disque et d'une presse à bande dans la boucle acide, puis de laveurs et de draineurs à vis dans la boucle alcaline. Une étape de flottaison s'insérait dans la boucle alcaline avant l'épaississement. Par cette configuration, l'eau blanche alcaline était recyclée vers les équipements de la boucle alcaline, tandis que

l'eau blanche acide demeurait dans la boucle acide. Les eaux usées de la boucle acide étaient dirigées vers un clarificateur primaire (dit clarificateur de procédé) pour être traitées. L'eau traitée du clarificateur de procédé était ensuite recyclée à l'intérieur de la boucle acide. Les rejets du nettoyage grossier ainsi que les boues de flottaison et du clarificateur primaire étaient dirigés vers une section de traitement secondaire des rejets où les boues étaient pressées et toute l'eau rejetée était traitée dans un clarificateur secondaire (dit clarificateur des effluents) avant d'être évacuée du procédé.

4.2.2 Représentation de l'atelier modifié

La figure IV.2, fait sommairement état des changements apportés au schéma de circulation d'eau depuis la mise en place d'une seconde ligne de production de pâte. Depuis la rénovation, la stratégie de préparation de la pâte a été simplifiée de manière à éliminer la boucle acide, l'acidification de la pâte se fait maintenant juste avant le stockage de la pâte épaissie. Dans les lignes 1 et 2, les étapes de nettoyage par tamisage, par épuration et par flottaison ont été conservées, cependant celles-ci ont été regroupées de manière à ce que le nettoyage fin de la pâte qui auparavant prenait place dans la boucle acide suive directement la flottaison et le nettoyage grossier. Donc la phase d'épaississement qui séparait les deux boucles a été éliminée. La pâte n'est épaissie qu'une seule fois en fin de parcours, pour être ensuite acidifiée avant d'être stockée. Ainsi le filtre à disque et la presse à bandes ont été déplacés vers la ligne 2. Bien que le parcours de la pâte suive deux lignes distinctes dans les étapes de nettoyage et d'épaississement, les étapes de trituration et de stockage de la pâte ainsi que le traitement des rejets demeurent communes. Les eaux blanches des deux lignes sont mélangées et communément recyclées vers les équipements de traitement de la pâte. Enfin, le triturateur en cuvée (ainsi qu'un tamis grossier et deux cuiviers qui y était rattachés) est relégué à un rôle d'équipement auxiliaire d'un nouveau triturateur de type tambour qui fonctionne en continu et dont la pâte est déchargée directement dans un

cuvier d'alimentation continue. Le clarificateur primaire traite des eaux usées provenant essentiellement des unités d'épaississement de la pâte ainsi que des épurateurs inverses (la dernière étape d'épuration avant l'épaississement), tandis que les boues de flottaison et celles du clarificateur de procédé, ainsi que les rejets d'épuration et de tamisage sont dirigées vers le traitement secondaire des rejets qui comprend toujours le clarificateur des effluents.

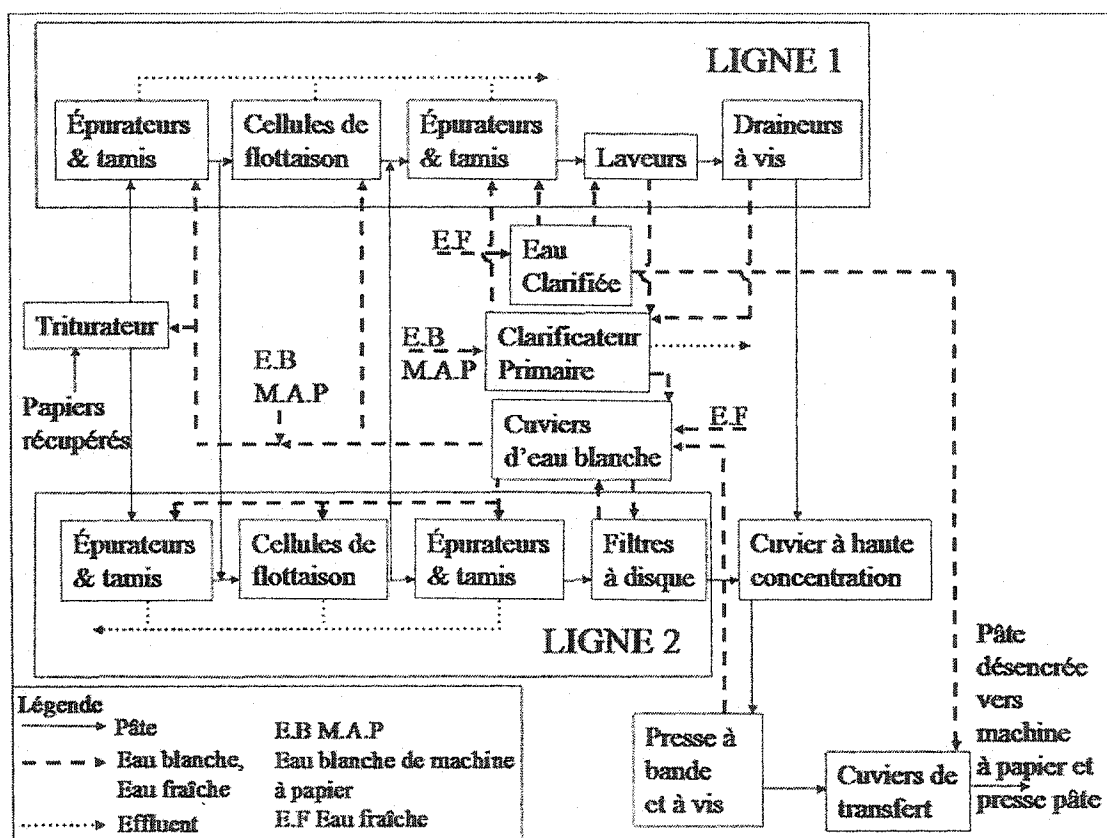


Figure IV.2 Circulation d'eau dans l'atelier de désencrage modifié

C'est donc l'usine rénovée qui a été modélisée. Les spécifications de la nouvelle simulation sont en partie dérivée des spécifications indiquées par Walosik (1999), dans l'annexe 5 de son mémoire de maîtrise (essentiellement en ce qui a trait aux équipements de la ligne 1) ainsi que des diagrammes de procédé et d'instrumentation de l'atelier modifié, et des résultats de test d'échantillonnage quotidien de l'usine et de mesures

provenant de la salle de contrôle. Les spécifications de la simulation de l'atelier modifié son détaillé en annexe A. Le schéma d'écoulement du procédé utilisé pour définir le cas de base du problème d'optimisation de la fermeture des circuits d'eau du procédé est donné en annexe B. Les valeurs des variables de cette simulation sont données en annexe C. Le prochain chapitre traitera de la méthodologie de réconciliation de donnée qui a été appliquée afin de mettre au point le modèle de simulation de l'atelier de désencrage.

CHAPITRE V
DATA RECONCILIATION AND SAMPLING PROTOCOL DESIGN, CASE OF
A PAPER DEINKING PROCESS

D.Brown¹, F.Maréchal², G.Heyen³, and J.Paris¹

- 1. Département de génie chimique, École Polytechnique, Montreal, Canada**
- 2. LENI, École Polytechnique Fédérale de Lausanne, Switzerland**
- 3. LASSC, Université de Liège, Belgium**

(Submitted to Paperi ja Puu, November 24th, 2003)

5.1 Présentation[†]

Le chapitre qui suit porte sur la réconciliation des données de l'atelier pour faire la simulation de procédé. Il s'agit d'une étape préalable essentielle pour obtenir une représentation réaliste des conditions nominales d'opération du procédé de désencrage afin de pouvoir déterminer ses besoins en eau. Le modèle de l'atelier de désencrage a été construit à l'aide du logiciel de simulation en mode simultané et de réconciliation de données VALI III (développé par Belsim s.a) Les mesures de variables de procédé sont généralement entachées d'erreurs en raison des imprécisions des appareils de mesure et des perturbations en régime permanent (ou lorsque les mesures sont faites en régime transitoire). Le principe de fonctionnement du logiciel repose sur la minimisation de la somme des moindres carrés des erreurs sur les variables mesurées, sous les contraintes d'équations de spécification caractéristiques des opérations unitaires et d'équations de lois de conservation et de thermodynamique. L'ajout d'équations de liaison permet aussi de définir et d'estimer les incertitudes de certaines variables (mesurables ou non) en fonction des autres variables de procédé. Il faut qu'il y ait redondance (c'est à dire qu'une variable puisse être recalculée en fonction de plusieurs mesures différentes) des mesures pour qu'une valeur mesurée puisse être corrigée. À cette fin, un programme d'optimisation comprenant un algorithme génétique a été combiné à l'utilisation du logiciel de réconciliation de données pour permettre de déterminer à partir d'une base de donnée détaillant les caractéristiques de divers types de mesures, l'emplacement optimal de points d'échantillonnages requis pour pouvoir adéquatement valider le modèle de simulation du procédé.

[†] Cette section à pour but de faire le lien entre les articles du mémoire

5.2 Abstract

An equation solver data reconciliation software has been used to build a validated model of a waste paper deinking mill, by combining control room measurements and process design specifications. An optimal sampling protocol to validate the model by using only control room measurements has been determined by identifying, with genetic algorithm programming, the additional sampling points and corresponding sensors required to compensate for the lack of redundant measurements.

5.3 Keywords

Sensitivity matrix, Sensor system, Reconciled precision, Key performance indicators, Population based evolutionary algorithm, Objective function, Waste paper deinking mill.

5.4 Introduction

Computer aided process simulation is an efficient design tool, which can help pulp and paper companies, pressured by global competition, and urged to comply with environmental regulations, to upgrade their facilities rapidly, and at low engineering and operating cost. Specifically, in the context of system closure, accurate models are needed to predict the impact of retrofit modifications on a given process. Data reconciliation is essential for process performance follow-up and simulation model calibration. Based on measurement redundancy, it is recommended as a preliminary step to process simulation. Data reconciliation has been extensively used in the petrochemical and chemical industries, however only recently has it been applied to pulp and paper processes (Jacob and Paris, 2003). Due to the number of pieces of equipment and

process streams involved, and in spite of the abundance of information that can be acquired using process sensors, additional measurements are often required to reach satisfactory levels of redundancy. This can be achieved at an acceptable cost by combining data reconciliation with equipment design specifications and process diagrams. The problem with this approach is the validity of these additional specifications, and their impact on the measurement corrections and precision. However, conducting systematic online process calibration by using data from a digital control system would ensure measurement precision and coherence. The benefits of real time mill data reconciliation have been discussed in detail by Heyen (2000). Jacob and Paris, (2003) have discussed the principles of reconciliation and the concept of measurement redundancy. They applied a heuristic approach based on local redundancy analysis of each process unit to plan sampling campaigns in an integrated TMP mill, to show how data reconciliation can improve reliability of simulations and help detect suspicious data. However even though computer aided, this flowsheet examination of a large scale process is cumbersome. To overcome this drawback, a method based on the sensitivity matrix analysis and the use of a genetic algorithm has been proposed and applied to an ammonia production plant by Heyen *et al.* (2002) to automatically optimize the identification of appropriate additional sampling points. The first objective of this study was to calibrate a model of an old newspaper and magazine deinking mill by applying data reconciliation. This model was built by using various sources of information which trace back to different periods in time. The second objective was to design a sampling protocol to determine the minimum additional measurements required to enable process calibration by utilizing only control room measurements.

5.5 Methodology

5.5.1 Data Reconciliation

In order to perform data reconciliation there must be an excess of information, beyond

what is strictly needed to solve the system of equations that are used to model a process: this is redundancy. By subtracting the number of unmeasured variables from the number of model equations a global redundancy number can be determined:

$$R_G = p - m \quad (1)$$

Thus, it is possible to know if the problem can still be solved ($R_G \geq 0$) or if additional measurements are necessary ($R_G < 0$). From a mathematical standpoint data reconciliation is an optimization, carried out by means of an objective function that corresponds to the minimization of the weighted errors on measurements, under constraints representing the behavior of the process operations (mass and energy balances, separation rules, and thermodynamic behaviors). The data reconciliation problem can be expressed as:

$$\underset{X,Y}{\text{Min}} L = (Y - y)^T P(Y - y), \quad (2a)$$

under the constraint

$$F(X, Y) = 0, \quad (2b)$$

with,

$$F = AY + BX + C, \quad (2c)$$

and,

$$A_{ij} = \frac{\delta F_i}{\delta Y_j}, \quad B_{ij} = \frac{\delta F_i}{\delta X_j} \quad (2d)$$

If the assumption of statistically independent and normally distributed random errors on measurements (Madron, 1985) is made, P is the diagonal matrix of the inverses of the variances of the measured values. Therefore the objective function can also be expressed as:

$$\sum_{i=1}^n \frac{(Y_i - y_i)^2}{\sigma_i^2} \quad (3)$$

The constrained data reconciliation problem can be transformed into an unconstrained one by using the Lagrange formulation:

$$\underset{X,Y,\lambda}{\text{Min}} L = (Y - y)^T P(Y - y) + 2\lambda F \quad (4)$$

Then, the following Euler equations are solved,

$$\frac{\delta L}{\delta Y_i} = 0 \quad i = 1, n, \quad (5a)$$

$$\frac{\delta L}{\delta X_i} = 0 \quad i = 1, m, \quad (5b)$$

$$\frac{\delta L}{\delta \lambda_i} = 0 \quad i = 1, p, \quad (5c)$$

to yield the following system of equations:

$$PY + A^T \lambda = Py \quad (6a)$$

$$B^T \lambda = 0 \quad (6b)$$

$$AY + BX = -C \quad (6c)$$

The square matrix M and vectors V and D can then be defined such that:

$$M = \begin{bmatrix} P & 0 & A^T \\ 0 & 0 & B^T \\ A & B & 0 \end{bmatrix} \quad V = \begin{bmatrix} Y \\ X \\ \lambda \end{bmatrix} \quad D = \begin{bmatrix} Py \\ 0 \\ -C \end{bmatrix} \quad (7)$$

In this way, the solution of the validation problem can simply be expressed as:

$$V = M^{-1}D \quad (8)$$

Vectors X and Y are linear combinations of measured values y. The matrix M^{-1} can be used to perform a sensitivity analysis i.e to evaluate to what extent the validated value of a variable is affected by other measured variables and their standard deviations (Heyen *et al.*, 1996):

$$Y_i = \sum_{j=1}^{m+n+p} (M^{-1})_{ij} D_j \quad (9a)$$

$$Y_i = \sum_{j=1}^n (M^{-1})_{ij} P_{jj} y_j - \sum_{k=1}^p (M^{-1})_{i, n+m+k} C_k \quad (9b)$$

The variance of a linear combination Q_e of several variables Z_e is calculated in the following way:

$$Q_e = \sum_{e=1}^q a_e Z_{ej} \quad (10)$$

$$\text{var}(Q_e) = \sum_{e=1}^q a_e^2 \text{var}(Z_e) \quad (11)$$

Thus the reconciled standard deviation of the reconciled measured variable Y_i is given by:

$$\text{var}(Y_i) = \sum_{j=1}^n \frac{(M_{i,j}^{-1})^2}{\sigma_j^2} \quad \forall i = 1, n \quad (12)$$

In practice, data reconciliation of a large scale process is an iterative procedure because a preliminary observation of available process data generally indicates that the problem of local redundancy is insufficient. Local redundancy i.e., the redundancy of the subsystems of streams in the vicinity of a process unit has been discussed by Jacob *et al.* (2003). The redundancy of the system can also be determined by the form of the incidence matrices A and B defined in equation 2d.

5.5.2 Analysis of Redundancy

The data reconciliation problem has an infinite number of solutions if the number of unmeasured variables is superior to the number of constraint equations. In this particular case, R_G is negative and matrix B is rectangular and horizontal, and the sensitivity matrix is singular. If the number of unmeasured variables is just equal to the number of constraint equations, R_G is equal to zero and B is a square matrix, and the solution of the problem can be obtained by considering all measured variables as constants; however, there can be no validation of process measurements. This is typical in process simulation. If the number of unmeasured variables is inferior to the number of constraint equations, R_G is positive and B is rectangular and vertical, and measurements can be reconciled. For a solution to exist, matrix B cannot be horizontal. Furthermore, the sensitivity matrix cannot be singular. This happens for instance when the constraint

equations are linearly dependant, when the measurements are not well distributed and certain parts of the process remain undetermined (i.e., when local redundancy is insufficient) or, when the constant variables are not well chosen and create an over specified problem. Structural analysis of the global incidence matrix $[A \ B]$ (the matrix of measured and non-measured variables) can be applied to identify missing measurements, and measurements that cannot be validated, as well as the ones that can be corrected with redundant measurements (Kalitventzeff and Joris, 1987). It consists in outlining by line column permutation, two sub-matrices within both the measured and the unmeasured variables incidence matrices:

- For matrix A: a horizontal matrix of measurements that cannot be validated, and a vertical matrix of variables that can be recalculated and corrected by using the values of other measurements.
- For matrix B: a horizontal matrix of incalculable variables, and a vertical matrix of variables that can be calculated or validated.

If a set of incalculable variables exists, additional measurements are required. The question to be resolved then is where to locate the most favorable sampling points.

5.5.3 Sampling Protocol Design

The identification of additional sampling points can be done by using a method involving genetic algorithm programming (Heyen *et al*, 2002), that selects optimal sampling points for missing measurements. In this phase, a simplified formulation of the sensitivity matrix has been defined: the actual measurements have their own accuracy, while the unmeasured variables are considered as measured variables with a very high standard deviation (10^{15}):

$$\begin{bmatrix} Y \\ \lambda \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} P & A^T \\ A & 0 \end{bmatrix}^{-1} \begin{bmatrix} Py \\ -C \end{bmatrix} = M^{-1} \begin{bmatrix} Py \\ -C \end{bmatrix} \quad (13)$$

The different types of feasible measurements are defined in a database (e.g. flow rate, consistency, pressure, temperature, etc...). The measurement precision has to be specified, (fixed and/or variable errors). Other pertinent (but optional) information can be the cost and range of measuring devices. Heyen *et al.* (2002) have emphasized the incentive of designing an online data reconciliation sensor system, in which cost weighting factors are used to minimize the investment required for such a system. Nonetheless, the optimization's objective function may also simply consist in the number of sampling points for a measurement campaign. Prior to optimization, the program verifies that reconcilable configuration can be found, assuming that all possible measurements are done. This provides an upper limit for the objective function. The use of a new measurement at a potential sampling point is obtained by assigning a 0-1 value to an integer variable.

$$\varepsilon_i^2 = \left[\left(\sum_{g=1}^{s_g} \frac{\gamma_{i,g}}{\varepsilon_{meas_type\,g}^2} \right) + \frac{1}{\sigma_i^2} \right]^{-1} \quad \forall i=1,n \quad (14)$$

The reconciled standard deviations are recalculated from the modified sensitivity matrix redefined by the sets of measurements selected by the algorithm. Then the objective function is computed by summing up the number of measurements (or sensors costs) and a penalty function constituted by the sum of the projected standard deviation of key performance indicators (or by default any process variable) resulting from the analysis of the sensitivity matrix.

$$\min_{\gamma_{f,g}} \left(\sum_{f=1}^{s_f} \sum_{g=1}^{s_g} Cost_g \cdot \gamma_{f,g} + \sum_{h=1}^{nKPI} Pen_h \right) \quad (15a)$$

with

$$\begin{cases} Pen_i = \frac{\text{var}(Y_i)}{\text{var}(Y_i)_{desired}} & \text{if } \text{var}(Y_i) \leq \text{var}(Y_i)_{desired} \\ Pen_i = 0.01 \min \left(10, \frac{\text{var}(Y_i)}{\text{var}(Y_i)_{desired}} \right)^2 & \text{if } \text{var}(Y_i) > \text{var}(Y_i)_{desired} \end{cases} \quad (15b)$$

Data reconciliation, measurement redundancy analysis and optimal sampling point location have been applied to an old newspaper and magazine deinking process. This will now be discussed.

5.6 Case Study

The methodology was applied to a deinking mill located in Quebec. It uses 80% old newsprint (ONP) and 20% old magazines (OM) furnish to produce deinked pulp. The mill is located next to an integrated thermo-mechanical pulp and newsprint mill to which part of the deinked pulp is sent to produce 30% recycled content paper. The recycling facility was built in the early nineties, and was subsequently modernized at the end of the decade in order to increase its production capacity. During the upgrade, several modifications were made to the pulp treatment sequences and the process water circulation layout. It is estimated that the fresh water intake has been reduced from approximately 21 to 15 tons per odt of pulp produced. Figure V.1 shows a simplified layout of the present day mill.

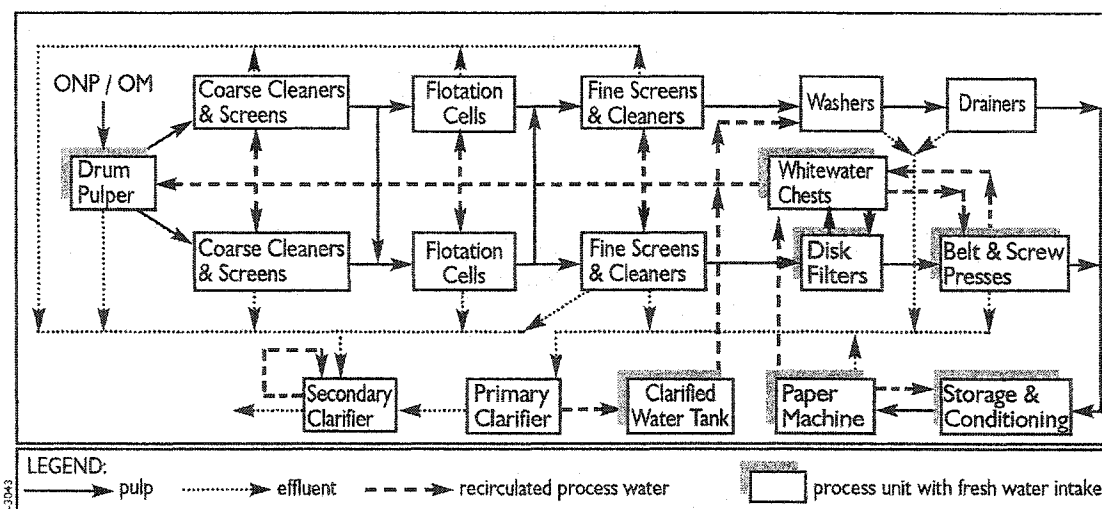


Figure V.1 Process layout and water circulation

5.6.1 Modelling Assumptions for Data Reconciliation

The model of the mill has been developed by using the equation solver data reconciliation software VALI III (Belsim s.a, 2001). This software can perform data reconciliation and plant simulation and automatically transfers data between the two operations. The calibrated model has been built by using data from previous studies of the original mill (Walosik, 1999; Bonhiver *et al.*, 1998; Savu *et al.*, 2003), updated with specifications from control diagrams, and laboratory test benchmarks of the present day mill. Furthermore, several assumptions were made to reduce the number of required specifications. The density of cellulose was added to the component data base of VALI III and other physical properties of cellulose ignored since temperature variations are small in a deinking process. It was also assumed that waste paper enters the pulper at 15° C, that the temperature of fresh water and whitewater entering the system is constant at 50° C, that there is no heat loss from the process piping and equipment, and that output streams from units with multiple outlets are at equal temperature. Pressure variations in the piping network were included when they were indicated by measurements from controller room printouts. Pressure drops were otherwise neglected.

In a preliminary step to data reconciliation, the VALI III solver determines the degree of global and local redundancy of the system. Five different types of specifications related to mass balances were used to compensate for the missing control room measurements:

- Two types of measured variables: consistency and flow rate. Generally, consistency and pressure variations are monitored using smaller time constants in control loops. Hence, consistency was preferred over flow rate when specifying dilution stream requirements from design specifications, the exception being when units such as pressure screens must operate at steady discharge.
- Three types of constant ratio specifications defined by link equations for separation units and stream splitters:

- rejects or accepts mass ratios (expressed as the ratio between inlet and outlet mass flows on an oven dried basis),
- separation units' thickening ratios (expressed as the ratio of the outlet consistency to the inlet consistency),
- flow rate ratios for split streams.

In practice, only volumetric flow and consistency can be determined from the mill's control system, whereas specifications expressed as ratios are related to equipment performance parameters indicated on process diagrams, and cannot be directly measured during mill operation. These types of specifications are useful because they model process units, and thus confer the flexibility required to take flow or consistency variations into account.

5.6.2 Outline of Sampling Protocol Design

After the initial data reconciliation step, the values of the precision of the measurements that were not obtained from the mill's control system were changed so as to redefine them as unmeasured variables. Process variables can be alternately defined by the VALI III software either as measured variables, unmeasured variables or constants simply by modifying the values of their precision.

The sampling protocol design was done for sections of the mill for which controller room printouts were available: the pulper and the second pulp treatment line. Cost weighting factors have been included to allow for the possibility of designing an online sensor system; however this does not exclude using results for a measurement campaign. Annualized costs and sensors' precision are taken from the database of Gerkens (2002). These include pressure, temperature, flow, and consistency measuring devices. Two different cases have been considered:

- In the first case, ratio specifications are considered as constants; this implies that there is no variability in the separation ratios of the units or splitters of the process. The resulting measurement configuration would be capable of accounting for the overall process variability (e.g. the generally non-steady state behavior of the process due to sheet breaks, start-ups, slow downs, etc.).

In the second case, ratio specifications are considered as variables, so that the performance of each individual separation unit may also be accounted for.

5.7 Results and Discussion

5.7.1 Data Reconciliation

Table V.1 compares global mass balances for the entire process computed with raw data, to the same balances obtained by data reconciliation. Differences can be noted for the unmeasured flow variables (only the ONP and OM feed was specified as a measurement).

Table V.1 Process overall mass balances

| Stream Description | | Raw data Flow (kg/s) | Corrected by data reconciliation Flow (kg/s) |
|--------------------|-------------------|-------------------------|---|
| Inlets | Water | 77.20 | 78.14 |
| | Paper (ONP / OM) | 6.74 | 6.74 |
| | Whitewater | 63.45 | 63.57 |
| Total In | | 147.39 | 148.45 |
| Outlets | Sludge | 2.20 | 2.28 |
| | Other solid waste | 0.47 | 0.45 |
| | Effluent Water | 55.86 | 56.90 |
| | Pulp (10% Cs) | 18.88 | 18.42 |
| | Pulp (4.4% Cs) | 70.18 | 70.40 |
| Total Out | | 147.59 | 148.45 |

It was deemed preferable to consider the process diagram specifications as indicative values, because when compared to design specifications, control room printouts

indicated significant variability. Also, production reports from the mill show that the total pulp output may vary considerably from day to day.

Table V.2 Measurements and reconciled measurements for selected streams

| Stream Description | Flow Rate (kg/s) | | | Consistency (%) | | |
|---|------------------|--------|--------|-----------------|-------|--------|
| | Meas. | Rec. | D. (%) | Meas. | Rec. | D. (%) |
| Fresh water to whitewater tanks | 74.28 | 74.94 | 0.9 | 0 | 0 | 0 |
| Cloudy whitewater to pulper | 153.30 | 153.30 | 0.0 | 0.033 | 0.035 | 6.2 |
| Upper Cleaning Line (L1) | | | | | | |
| Cloudy whitewater to coarse cleaners | 50.16 | 53.92 | 7.5 | 0.033 | 0.035 | 6.2 |
| Whitewater to flotation cells | 83.97 | 78.25 | 6.8 | 0.095 | 0.096 | 1.7 |
| Clarified water to fine cleaners | 98.15 | 99.76 | 1.6 | 0.034 | 0.036 | 7.0 |
| Clarified water to washers | 73.86 | 73.94 | 0.1 | " | " | " |
| Lower Cleaning Line (L2) | | | | | | |
| Acid whitewater to primary coarse screen | 8.27 | 8.25 | 0.3 | 0.035 | 0.036 | 2.1 |
| A. whitewater to secondary coarse screen | 2.35 | 0.22 | 90.6 | " | " | " |
| Acid whitewater to secondary fine screen | 53.35 | 53.65 | 0.6 | " | " | " |
| Acid whitewater to tertiary fine screen | 31.57 | 31.95 | 1.2 | " | " | " |
| A. whitewater to secondary fine cleaners | 70.07 | 72.93 | 4.1 | " | " | " |
| Acid whitewater to tertiary fine cleaners | 26.37 | 27.29 | 3.5 | " | " | " |
| A. whitewater to quaternary fine cleaners | 6.01 | 5.75 | 4.2 | " | " | " |
| Acid whitewater to reverse fine cleaners | 14.03 | 14.01 | 0.2 | " | " | " |
| # 1 disk filter cloudy water | 113.30 | 113.24 | 0.1 | 0.04 | 0.04 | 0.0 |
| # 2 disk filter cloudy water | 159.14 | 159.59 | 0.3 | 0.025 | 0.025 | 0.0 |
| # 1 disk filter clear water | 113.30 | 113.22 | 0.1 | 0.03 | 0.03 | 0.0 |
| # 2 disk filter clear water | 159.14 | 159.57 | 0.3 | 0.025 | 0.025 | 0.0 |
| Filtered whitewater to belt press | 9.93 | 9.93 | 0.0 | 0.005 | 0.005 | 0.0 |
| Filtered whitewater to disk filter # 1 | 39.71 | 39.71 | 0.0 | " | " | " |
| Filtered whitewater to disk filter # 2 | 38.06 | 38.02 | 0.1 | " | " | " |

Notes. Meas: measured value. Rec: reconciled value. A.: Acid; D. Difference between reconciled and measured value

In this respect, a real time simulation model would have to be flexible enough to account for process operation variability. Table V.2 shows selected measured and reconciled values of flow rates and consistency for some major process water streams. Some variables are significantly corrected while in other cases there is no correction at all. A gross error (90 % difference) has been detected for the flow of whitewater to the secondary coarse cleaners of the lower pulp treatment line; the reconciled data is otherwise within close range of the measured values (the second largest difference is 7.5 %). It should be stressed though, that data is not necessarily accurate because it is not corrected. Lack of local redundancy (Jacob *et al.*, 2003), causes certain measurements to be corrected only by their own value, which means that they are not reconciled. The currently calibrated model was built with data from various sources and periods in time, but for the oldest parts of the mill, the operating conditions are the same as before. It can be argued the reconciled model is still a valid representation of the process. However, the design of a new sampling protocol was of interest, to validate it with additional actual data.

5.7.2 Sampling Protocol Design

Table V.3 presents an overview of the analysis of the incidence matrix of the system, after measurements not provided by the control system have been removed from the reconciled model, and for both modeling assumptions previously stated in the outline of the sampling protocol design.

The summary of the sampling protocol design is presented in Table 4. In the actual configuration, 43 control room measurements are available, but from Table 3 it has been shown that they do not suffice to allow for the recalculation and validation of all other process variables. The results show that:

- the constant ratio specification configuration would require doubling the number of measurements, which is close to four times less than the maximum number.

- the variable ratio specification configuration would require tripling the number of measurements, which is close to three times less than the maximum number.

Table V.3 Summary of the analysis of the incidence matrix

| Total number of... | Constant ratio specifications | Variable ratio specifications |
|--|-------------------------------|-------------------------------|
| Equations | 405 | 405 |
| Measured variables | 43 | 43 |
| Unmeasured variables | 448 | 486 |
| Constants | 130 | 92 |
| Equations with no influence on the validation problem | 40 | 20 |
| Measurements that cannot be validated | 21 | 21 |
| Unmeasured variables that cannot be validated nor calculated | 408 | 466 |
| Additional measurements required (minimum) | 45 | 90 |
| Global redundancy number ($R_G = p - m$) | -43 | -81 |

Table V.4 Summary of the sampling protocol optimization (with weighting factors for a sensor system design)

| Maximum number of possible measurements | Upper limit of objective function (CAN \$) | | | | |
|---|--|--------------------------|------------------------|--------------------------|--------------------------|
| 385 | 354,482 | | | | |
| | | | | | |
| Best solution after 24 020 evaluations | Constant RS ^a | Variable RS ^a | | | |
| Additional sensors required | 47 | 97 | | | |
| Objective function (CAN \$) | 35,511 | 84,340 | | | |
| | | | | | |
| Measurement () ^b | Weighting ^c (CAN \$) | Precision ^d | Number of Measurements | | |
| | | | Present | Constant RS ^a | Variable RS ^a |
| Temperature (1) | 824 | 1.5°C | 0 | 11 | 19 |
| Pressure (1) | 808 | 1.5 % | 30 | 50 | 56 |
| Volumetric flow (2) | 904 & 1, 585 | 1.5 % | 8 | 16 | 30 |
| Consistency (6) | 793 to 1, 585 | 1 % | 5 | 13 | 36 |
| Total | - | - | 43 | 90 | 141 |

Notes. a: RS = Ratio specifications. b: number of sensor types per type of measurement; c: weighting factors : annualized costs; d: the error is absolute for temperature measurements, and relative for other measurements

Although it is never certain that global optimality is reached when genetic algorithm programming is used and although the total number of required measurements might

still have been reduced by weighting all measurements equally, the results obtained would nevertheless allow effective data reconciliation. The interest of the software is in automated measurement campaign planning, reducing the amount of unnecessary measurements, and avoiding using fastidious heuristic methods. The added incentive of the design of a retrofitted sensor system would be to provide a monitoring tool to contribute to rapid detection of system defaults (decalibrated sensors, process unit breakdowns or leaks), hence to minimising losses and obtaining actualized mill balances for accounting and process follow-up (Heyen, 2000). This is the only way to ensure that the results of a simulation model rigorously correspond to the output of a process in operation.

5.8 Conclusions

Data reconciliation has been applied to build a validated model of a recycled paper deinking plant. Controller measurements were combined with equipment and process design specifications, to compensate for missing data. Five different types of specifications related to mass balances were added to the model consistency, flow rate, and three types of ratio specifications for rejects or accepts rates, thickening ratio and stream splitters. Despite the fact that the inputs to the process may vary greatly, the model is still generally consistent because ratio design specifications allow for measurement variability.

The key to effective reconciliation is measurement redundancy. If there is not sufficient information, data cannot be reconciled. In the currently calibrated model, a satisfactory level of redundancy has been attained with the use of data from various sources. In the perspective of eventually updating the data from the simulation, measurement specifications from sources other than the control system were eliminated and a method based on genetic algorithm programming was applied to optimize a sampling protocol.

This optimization program could also be used to design a sensor system in order to conduct online data reconciliation by using control room measurements only. Depending on whether or not the variability of separation units and stream splitters is taken into account, the sampling campaign would require doubling or tripling the number of measurements. The computer generated solution has the advantage of avoiding fastidious planning by local redundancy observation.

5.9 Notation

Roman characters

| | |
|---------------------|--|
| A: | Jacobian matrix (incidence matrix) for measured variables (dimension n, p) |
| B: | Jacobian matrix (incidence matrix) for unmeasured variables (dimension m, p) |
| C: | matrix of constants |
| cost _g : | cost of measurement type g |
| F(X, Y): | vector of process equations |
| n: | number of measured variables |
| nKPI: | number of key performance indicators |
| m: | number of unmeasured variables |
| M: | Jacobian matrix of the system |
| p: | number of equations |
| P: | inverse variance-covariance matrix of measured variables (dimension n, n) |
| Pen _h : | penalty function of KPI h |
| q: | number of elements in linear combination Q |
| Q _e : | linear combination of variables Z |
| R _G : | global redundancy number |
| s _f : | number of possible additional measurements |

s_g : the number of measurement types
 $\text{var}(Y_i)$: reconciled variance of reconciled measured variable i
 X : vector of unmeasured variables
 y : vector of measured variables
 Y : vector of reconciled measured variables

Greek characters

$\gamma_{f,g}$: binary integer variable $\in \{0,1\}$
 ε_i : reconciled standard deviation of reconciled measured variable i
 $\varepsilon_{\text{meas_type } g}$: precision of sampling measurement type g
 λ : Lagrange multipliers
 σ_i : standard deviation of measured variable i

Indices

e : linear combination example
 f : possible additional measurements
 g : measurement types
 h : key performance indicators.
 i : measured values
 j : unmeasured values
 k : constants

Exponents

T : transposed matrices

5.10 Acknowledgements

The authors would like to thank MRN Québec and the EU-Canada Cooperation Agreement on Higher Education and Training Academic Mobility Program from HRD Canada that have contributed to funding this project, as well as the mill's staff for providing time and information towards the realization of the study. This work was done on the behalf of the Chair in Process Integration in the Pulp and Paper Industry at École Polytechnique in collaboration with Laboratory for Analysis and Synthesis of Chemical Systems in Liège and the Laboratory of Energy Systems at the Swiss Federal Institute of Technology in Lausanne. The support of these research groups is gratefully acknowledged.

5.11 References

- Belsim, *VALI 3 User's Guide*, Belsim s.a, St-Georges-sur-Meuse, Belgium, 1, 8 (2001).
- Bonhivers, J.-C., S. Belon-Gagnon and J. Paris, "*Simulation dynamique de l'atelier de désencrage de l'usine de Kruger à Bromptonville, Québec*", Reference manual, École Polytechnique, Montréal, Canada (1998).
- Gerkens, C., "*Conception Rationnelle de systèmes de mesure dans les procédés chimiques*", Rapport de projet, Université de Liège, Liège, Belgium (2002).
- Heyen G., E. Maréchal and B. Kalitventzeff, "*Sensitivity Calculations and Variance Analysis in Plant Measurement Reconciliation*", Computers and Chemical Engineering, 20S, 539-44 (1996).
- Heyen, G., "*Application of Data Reconciliation to Process Monitoring*", Symposium ISCAPE 2000, Carthagena de Indias, Colombia (2000).
- Heyen, G., M.N. Dumont and B. Kalitventzeff, "*Computer-Aided Design of Redundant Sensor Networks*", ESCAPE 12, The Hague, Netherlands, J. Grievink

and J. van Schyndel, Elsevier, 691-5 (2002).

- Jacob, J. and J. Paris, "*Data Sampling and Reconciliation, Application to Pulp and Paper Mills*", Appita Journal, "*Part I: Methodology and Implementation*", 56 (1), 25-9&52, (2003). "*Part II: Case Studies*", 56 (2), 116-21 (2003).
- Kalitventzeff, B. and P. Jori., "*Process Measurements Analysis and Validation*", Proceed. CEF87, The Use of Computers in Chemical Engineering, Taormina, Italy, 41-6 (1987).
- Madron, F., "A New Approach to the Identification of Gross Errors in Chemical Engineering Measurements", Chem. Eng. Sci., 40 (10), 1855-1860, 1985.
- Savu, E., S. Sarailh, F. Maréchal and J. Paris, "*Impact de la fermeture des circuits dans un procédé de désencrage*", P&P Can., 104 (12), (in print) (2003).
- Walosik, S., "*Gestion de l'eau dans le procédé de désencrage : problématique et étude de cas*", Mémoire de maîtrise es science, École Polytechnique, Montréal, Canada (1999).

CHAPITRE VI
MASS INTEGRATION OF A DEINKING MILL

D.Brown^{1,2}, F.Maréchal², and J.Paris¹

- 1. Département de génie chimique, École Polytechnique, Montréal, Canada**
- 2. LENI, Swiss Federal Institute of Technology, Lausanne, Switzerland**

**(Submitted to the 90th Annual Congress of the Pulp and Paper Technical
Association of Canada November 14th 2003)**

6.1 Présentation*

Le chapitre précédent a traité de la réconciliation de données du procédé de désencrage étudié. Les résultats obtenus ont servi à mettre au point un modèle de référence de l'atelier en régime permanent pour évaluer les besoins en eau du procédé. Dans le chapitre qui suit les résultats de la simulation ont été utilisés pour formuler le problème de la distribution d'eau dans le procédé. Ce problème a été ensuite résolu par programmation non linéaire mixte en variables entières à l'aide d'un programme de résolution de séparation et d'évaluation, pour élaborer des stratégies permettant d'optimiser la distribution d'eau blanche. Les spécificités du procédé ont été prises en compte par la formulation de contraintes de pureté des courants à recycler, des connections interdites entre certaines unités, et des capacités maximales des unités de purification. Une fonction objectif des coûts a été formulée pour tenir compte des coûts des produits chimiques et de l'eau, ainsi que des coûts de rénovations liées à la création de nouvelles connections entre les sources et les demandes du procédé. Comme le corps de l'article original a été abrégé pour la soumission de la publication, ce chapitre se divise en plusieurs sous parties, dont celles qui n'ont pas été soumises sont préservées et traduites en français. Premièrement une revue de la littérature portant sur les méthodes d'intégrations massiques et les méthodes de programmation numériques, est présentée. Vient ensuite la communication portant sur la fermeture des circuits d'eau de l'usine de désencrage. Enfin, certaines informations complémentaires au cas d'étude sont présentées.

* Cette section a pour but de faire le lien entre les articles du mémoire

6.2 Revue de la littérature

6.2.1 Méthodes d'intégration massique

Le problème de l'optimisation de la distribution d'eau dans une raffinerie de pétrole a d'abord été abordé en 1980 par Takama et al. Leur approche était de répertorier toutes les possibilités de réutilisation et de régénération et d'éliminer ensuite les scénarios qui n'étaient pas économiquement viables. El-Halwagi et Manousiouthakis (1989, 1990) ont adapté à l'intégration massique la méthode d'analyse de pincement qui avait été d'abord développée pour la conception des réseaux d'échangeur de chaleur par Linnhoff et al (1979, 1983). Ceci a été fait en introduisant une analogie entre la composition des courants et la température ainsi que le changement d'enthalpie et le débit massique. Depuis, plusieurs méthodes d'intégration massique graphiques, heuristiques ou faisant usage de la programmation numérique ont été développées.

6.2.1.1 Méthodes graphiques et heuristiques

La méthode de El-Halwagi et Manousiouthakis (1989, 1990) permet d'optimiser les échanges de matière entre les flux principaux et les flux servant à l'extraction de contaminants par la minimisation des coûts et du nombre d'unités d'extraction d'un procédé. Une des hypothèses formulées est que le débit massique de chaque type de flux n'est essentiellement pas modifié par l'échange de matière. Dans le cas où les variations de débit massique seraient trop significatives, pour peu qu'une substance non transférable soit identifiable, le problème peut se poser en terme du rapport massique des composés transférables sur les composés inertes. Cette approche comprend une méthode graphique qui permet de déterminer un point de pincement pour un système comportant un seul contaminant. Le pincement est défini comme étant le goulot thermodynamique qui empêche de poursuivre l'échange de matière entre les flux riches et les flux d'extraction. Cependant la méthode de conception du réseau d'échange de matière est basée sur la programmation linéaire en variable entière.

Wang et Smith (1994) ont développé une approche graphique pour la minimisation d'eau usée dans un réseau de lavage. En spécifiant les limites de contamination à ne pas excéder aux entrées et aux sorties de chaque unité d'échange de matière, les besoins minimaux de régénération d'eau usée peuvent être déterminés en traçant la courbe d'approvisionnement du procédé. Il s'agit d'une droite qui passe par l'origine des axes (y- concentration ; x- débit) et touche la courbe composée des demandes au point de pincement.

Enfin Dhole et al (1996), ont proposé une méthode pour distinguer les demandes en eau (ou en solvant) de chaque unité de procédé, des sources produites par celles-ci. Des trois méthodes graphiques citées, il s'agit de la seule qui soit adaptable pour représenter l'extraction de contaminants en phase miscible dans laquelle les débits des flux d'extractions ne sont pas préservés lorsque mélangés aux courants principaux du procédé (Jacob et al, 2002 ; Shafiei et al, 2003 a). C'est le cas du désencrage et des procédés papetiers en général, puisque la pâte aussi bien que les eaux blanches servants à (ou résultants de) l'extraction des contaminants de la pâte, sont en phase aqueuse.

Feng et Seider, (2001) ont adapté le concept de réservoirs d'eau internes de Kuo et de Smith (1998), pour développer une méthode heuristique principalement dans le but de simplifier la conception des réseaux d'échange de matière. Le but de la démarche est d'éviter les complications que la tuyauterie d'un réseau peut induire sur l'opération et le contrôle d'un procédé. Dans les exemples développés, les courants de procédé et d'extraction sont immiscibles. Leur démarche fait d'abord usage de la méthode de Wang et Smith (1994) pour cibler un minimum de consommation d'eau fraîche. Puis, le positionnement d'un nombre restreint de réservoirs internes est déterminé de manière itérative. Chaque réservoir ne peut être alimenté que par des courants dont les concentrations en contaminant sont égales ou inférieure à la concentration limite en contaminant préalablement fixée. Ces réservoirs servent à alimenter les unités

d'extraction. Les résultats obtenus sont comparés avec ceux du ciblage pour déterminer si le niveau de fermeture atteint est satisfaisant avec le nombre de réservoirs internes spécifiés.

En conclusion, aucune des méthodes de conception de réseaux d'échange de matière présentées n'est réellement ni aussi simple, ni aussi générale que la méthode d'analyse de pincement développée pour les applications portant sur l'intégration de réseaux d'échangeur de chaleur. Outre la distinction entre l'extraction en phase miscible ou immiscible, il a aussi été relevé qu'il est difficile d'appliquer ces méthodes lorsque les contraintes de concentration portent sur plusieurs types de contaminants (Shafiei et al, 2003 a).

6.2.1.2 Méthodes de programmation numérique

Il est donc préférable de résoudre par des méthodes de programmation les problèmes d'intégration massique impliquant des courants dont les concentrations de multiples composants doivent être limitées, en utilisant les représentations graphiques pour illustrer de manière simple les demandes du procédé et les solutions optimales (Shafiei et al, 2003 a). Qui plus est, les méthodes de programmation constituent un meilleur outil décisionnel du fait de la possibilité de tenir compte d'autres types de contraintes technico-économiques qui s'ajoutent aux contraintes de compositions des courants.

Bahy Noureldin et El-Halwagi (1999) ont développé une approche d'optimisation pour identifier des limites raisonnables d'émission avant d'entreprendre la conception de réseaux d'échange de matière. Ils y introduisent le concept de recyclages interdits de courants d'extraction (pour se conformer à des critères de sécurité, de santé, ou encore économiques ou environnementaux).

Bagajewicz et al, (2000) ont élaboré un algorithme qui permet d'optimiser le coût de l'utilisation d'eau fraîche en tenant compte de l'arborescence des possibilités de circulation d'eau usée depuis des unités en amont vers d'autre unité en aval d'un procédé. Cet algorithme exige aussi que, pour qu'une configuration soit optimale, la concentration maximale tolérée pour au moins un type de contaminant soit atteinte à la sortie de toute unité faisant usage d'eau fraîche.

Durant la dernière décennie, diverses méthodes de programmation numériques ont été développées et appliquées aux problèmes de conception de procédé de génie chimique. L'intégration massique est citée comme étant un domaine d'application important (Floquet et al, 1998 ; Grossman et al, 1999). Selon leur complexité, les problèmes de conception peuvent être résolus par diverses combinaisons de méthodes de programmation numériques linéaires ou non linéaires, continues ou en variables entières. Grossman et al (1999) ont établi une classification des types de modèle de procédé employés pour des problèmes de conception ou de synthèse. Les modèles les plus simples sont dominés par un objectif principal à optimiser, tandis que les modèles les plus détaillés, impliquent l'optimisation de plusieurs paramètres souvent regroupés sous l'objectif des coûts d'investissement et d'opération. Ils notent que, la plupart les modèles simples peuvent être résolus par programmation linéaire, non linéaire, ou par programmation linéaire en variable entière, mais que les modèles plus complexes impliquent généralement la programmation non linéaire mixte en variables entières (que nous désignerons par la suite par MINLP).

6.2.2 Algorithmes de programmation non linéaire mixte en variables entières

Généralement, en MINLP les variables entières sont utilisées pour faire des choix d'équipements du procédé et les variables non linéaires sont liées aux coûts d'opérations et de dimensionnement de ces unités. Les solutionneurs récemment développés pour

faire la résolution de problèmes MINLP sont pour la plupart les variantes des algorithmes suivants : l'algorithme de séparation et évaluation (Lawler et Wood, 1966 ; Beale, 1977 ; Gupta et Ravindran, 1985), la décomposition généralisée de Benders (Benders, 1962 ; Geoffrion, 1972), ou la méthode d'approximation extérieure (Duran et Grossmann, 1986).

6.2.2.1 Méthode de séparation et d'évaluation

L'algorithme de séparation et d'évaluation est une méthode générale pour résoudre les problèmes en variables entières. Il comprend les étapes suivantes :

- Relaxation mathématique des variables binaires pour créer un problème continu. La solution du problème non linéaire relaxé est la borne inférieure de la valeur de la solution optimale.
- Construction d'un arbre de recherche binaire qui s'embranché au fur et à mesure que les valeurs des variables binaires sont successivement fixées. Les choix de valeurs (0 ou 1) de ces variables constituent les différents noeuds de l'arbre de recherche. La solution optimale du problème non linéaire ainsi redéfini de manière itérative correspond à la borne inférieure de l'optimum local de chaque nouvelle branche.
- Pour chaque nouvelle branche, si le problème non linéaire encore partiellement relaxé peut être résolu, et que la borne inférieure de la branche est inférieure à la valeur de la meilleure solution globale trouvée par l'algorithme, la recherche continue. Autrement l'algorithme interrompt la recherche dans la branche, ce qui réduit ainsi le temps de calcul. La recherche continue jusqu'à ce que toutes les branches de l'espace de recherche soient entièrement résolues (les valeurs de toutes les variables binaires sont fixées), ou éliminées.

L'inconvénient de la méthode est la nécessité dans certains cas de devoir entièrement résoudre un grand nombre de branches avant de commencer à réduire l'espace de recherche (Viswanathan et Grossmann, 1990). Dans des problèmes non linéaires,

l'efficacité de l'algorithme de séparation et d'évaluation dépend aussi de l'efficacité du solveur non linéaire.

6.2.2.2 Décomposition généralisée de Benders et méthode d'approximation extérieure

L'utilisation des algorithmes de décomposition généralisée de Benders ou d'approximation extérieure, plutôt que l'algorithme de séparation et d'évaluation, peut améliorer le temps de calcul. Dans ces algorithmes, le problème de MINLP est divisé en un problème principal de programmation linéaire en variable entière (MILP) et en sous problèmes non linéaires (dans lesquels les valeurs des variables entières sont fixées). Ces deux types de problèmes sont résolus de manière itérative. Les sous problèmes sont employés pour optimiser le choix des valeurs des variables continues et pour fournir les bornes supérieures à la solution, alors que le problème principal a le rôle de prédire une borne inférieure à la solution et d'optimiser l'ensemble des variables entières. La recherche prend fin quand la borne inférieure calculée est supérieure ou égale à la borne supérieure. La principale différence entre la décomposition généralisée de Benders et la méthode d'approximation extérieure est liée à la définition du problème principal. C'est une représentation duale d'un espace continu dans la décomposition généralisée de Benders (représentation paramétrique des fonctions en tant que variables binaires) tandis que dans la méthode d'approximation extérieure, c'est une approximation primale (linéarisation des fonctions convexes) (Duran et Grossmann, 1986 ; Grossmann, 1999). La décomposition généralisée de Benders nécessite plus d'itérations que la méthode d'approximation extérieure, mais le problème de MILP de la méthode d'approximation extérieure requiert plus de calculs. La méthode d'approximation extérieure converge généralement en un plus petit nombre que celle de la décomposition généralisée de Benders, mais la taille du problème principal est plus grande. Par conséquent, il n'est pas possible de conclure que l'approximation extérieure est rigoureusement plus efficace. (Duran et Grossmann, 1986). En fait, aucune des trois méthodes citées ne s'est avérée

constamment supérieure aux autres lorsque testée avec une variété d'exemples d'application (Duran et Grossmann, 1986 ; Grossmann, 1990).

Alors que pratiquement n'importe quel problème de MILP peut être résolu avec un algorithme correctement conçu, les algorithmes de MINLP ne convergent pas toujours. Afin d'atteindre la convergence, le problème non linéaire (ou une partie du problème) doit généralement être convexe. De plus, si plusieurs optimums locaux existent, rien ne garantit que l'optimum global sera trouvé ; aussi, il est important d'indiquer les bornes appropriées pour toutes les variables du problème pour éliminer certaines singularités qui peuvent empêcher l'évaluation de la fonction objectif (par exemple la division par zéro) ; enfin, certains points stationnaires sont susceptibles de bloquer l'optimisation (Fourer et al, 1993).

Les méthodologies de d'intégration massique et les techniques de programmation numérique MINLP qui ont été développées en années récentes ont été présentées. La possibilité de tenir compte de divers types de contraintes devrait faciliter l'obtention de stratégies viables pour la fermeture de l'eau de système dans des applications de pâtes et de papier. Les sections 6.3 à 6.12 qui suivent constituent la publication « *Mass Integration of a Deinking Mill* ». Il y est montré que par rapport à l'état de référence du procédé déterminé par réconciliation de donnée, par optimisation MINLP, il serait encore possible de réduire la consommation d'eau fraîche du tiers, tout en réduisant la charge des équipements de traitement d'eaux usées du procédé.

6.3 Abstract

The optimisation of water networks in a deinking mill has been carried out using Mixed Integer Non Linear Programming. The objective function included the costs of water and chemical usage, and of piping retrofitting. The constraints were stream composition limits, forbidden connections and whitewater treatment unit capacities. Depending on whether paper machine whitewater clarification could be envisaged or not, the fresh water intake could be diminished by 4.9 or 4.3 m³/odt of pulp respectively.

6.4 Sommaire

L'optimisation de réseaux d'eau dans un atelier de désencrage a été réalisée par programmation non linéaire mixte en variables entières. La fonction objectif inclue les coûts de l'utilisation de l'eau et de produits chimiques, et de la modification de tuyauteries, sous les contraintes de compositions des courants, de connections interdites, et de capacités des équipements de traitement des eaux blanches. Dépendant de si la clarification de l'eau blanche de la machine à papier peut ou non être envisagée, la consommation d'eau fraîche pourrait être réduite respectivement de 4.9 ou 4.3 m³/odt de pâte.

6.5 Introduction

In recent years, process simulation has been utilised to assess the impact of system closure retrofit strategies on the stream properties of a deinking mill (Savu *et al.*, 2001). Also, optimisation programs have been adapted specifically to address the issue of high system closure in newsprint mill case studies, by using linear programming (Jacob *et al.*, 2002), and by combining a genetic algorithm to linear programming (Shafiei *et al.*, 2003

b). These applications focused on the minimisation of water use or fine fibre loss in whitewater networks, under the constraints of limiting multiple contaminant concentrations. Jacob *et al.* (2002) developed a user interface in which one could choose to reopen the existing recycling streams depending on the desired level of retrofitting, and also considered the use of a weighting factor to minimize fine fibre loss and water consumption. Yet it is unclear on what basis this factor should be adjusted. Shafiei (2002) has used equipment and chemical costs as an objective function for the validation of a genetic algorithm, but only in a copper extraction example taken from the literature (Papalexandri et Pistikopoulos, 1994). This paper reports on the elaboration of system closure options of the water distribution network within a paper deinking mill. Mixed Integer Non Linear Programming (MINLP) has been used for optimization purpose. The objective function includes the costs of water and chemical usage, as well as re-piping expenditures. The minimisation was done under the constraints induced by multiple process stream contaminants and other constraints that cannot be integrated to mass pinch analysis such as prohibited recycling connections, and the limited capacities of extraction units for the removal of contaminants from whitewater streams.

6.6 Methodology

The optimisation of water allocation is integrated to a global analysis approach to high system closure. This approach, as well as the formulation of the optimisation problem will now be discussed.

6.6.1 Global Approach

A source and demand (Dhole *et al.*, 1996) representation has been used to define the problem constraints and to visualize results. The demands and sources are respectively defined as process water inlets and effluents for pulp treatment unit operations. Jacob *et*

al. (2002) have discussed in detail the concepts of pinch analysis of whitewater networks. Water savings can be obtained by mixing or partially regenerating streams identified as sources. Partial regeneration consists of treating a stream to produce a waste stream and a new stream of lower concentration in respect to at least one component. This can be done by installing a contaminant extraction step at a specific location in the network (Paris, 2000).

The following summarizes the methodology developed (Savu *et al.*, 2001) in order to identify process sources and demands, and optimise the water flow configuration:

1. Data collection and process observation.
2. Data reconciliation and simulation of a reference state of the process.
3. Definition of the water sources and their compositions and the water demands and their purity constraints.
4. Water allocation scheme optimisation.
5. Simulation of the new configuration to assess impacts of changes on the process (if they are not acceptable return to step 4 and add suitable constraints to the optimisation model).

Step 5 is crucial because the compositions of the sources are likely to be changed in a new process configuration produced by the water allocation optimisation. Because steps 4 and 5 can be iterative, ideally the simulation model should be included into the optimisation procedure. This feature has been partly implemented in the current approach, since variations of the properties of outlet streams from the unit operations were taken into account during the water allocation optimisation. The following section focuses on step 4, the actual water allocation optimisation scheme.

6.6.2 MINLP and Mass Exchange Networks

The general formulation of an MINLP problem is a minimization under constraints. In this application, the objective function is computed by summing the annual costs of the utilisation of sources and the annualized capital expenditure incurred for re-piping the water network. It is a function of the form:

$$F_{obj} = \sum_{s=1}^{Ns} \sum_{d=1}^{Nd} C_{new} \cdot l_{s,d} \cdot c_{s,d} \cdot y_{s,d} + \sum_{s=1}^{Ns} C_s \cdot \dot{Q}_s \quad (1)$$

The cost C_s of the usage of a source is generally null useless it is an external feed stream such as fresh water or a chemical solution. The binary constants $c_{s,d}$, indicate the existence of a connection between source and demand, and the binary variables, $y_{s,d}$, indicate the existence of a flow through that connection. If the connection does not already exist, an incremental cost is added to take the additional piping required into account. The connection cost is expressed as the annualized capital and installation cost of a complex piping network per distance unit (Perry *et al.*, 1997):

$$C_{new} = 13 \cdot C_{REF} \cdot \left(\frac{q}{q_{REF}} \right)^{1.33} \cdot \left(\frac{I}{I_{REF}} \right) \cdot \left(\frac{i \cdot (i+1)^n}{(i+1)^n - 1} \right) \quad (2)$$

The distances, $l_{s,d}$, between source (s), and demand (d) is a weighting factor which could be used to penalise connections between distant equipments. However, in the current problem formulation a constant distance was used in all connections because of a lack of appropriate data; as a consequence, piping retrofit is a constant.

Constraint equations are defined as follows:

Equality constraints:

- All demands must be satisfied.
- All internal sources (i.e. excluding fresh water, chemical makeup, etc) must be either treated or utilized.
- The sum of utilized sources and fresh water equals the sum of demands and waste.

- Treated sources (contaminant extraction unit accepts) must be utilised.
- If a connection is forbidden between two units, the flow between these units is null.

Inequality constraints:

- The availability of the sources cannot be exceeded.
- Composition limits must be respected.
- The whitewater contaminant extraction units are characterized by maximal capacities.

The non linearity of the problem arises from the variability of the quantities and compositions of the purified sources produced by whitewater contaminant extraction units.

6.6.3 Solver and Programming Language

The problem is written in AMPL[®] language (Fourer *et al.*, 1993). It is defined by a model file of equations and a data file of specification parameters. The model file consists in a declaration of subsets, constants and variables, a set of equality and inequality constraint equations and the definition of the objective function. The data file consists of the list of sources and demands, stream properties for sources and stream requirements for demands, tables indicating existing and forbidden connections, distances between units and, a list of initial values for some of the problem variables. The problem is solved with a Branch and Bound algorithm. It integrates a successive quadratic programming solver that makes use of a filter to promote convergence for the resolution of the non linear part of the problem (Fletcher et Leyffer, 1998; Leyffer, 1998). The search algorithm requires an initially feasible solution to compute a first evaluation of the second order derivative matrix of the system. In the context of a retrofit study the base case configuration is used as initial solution.

6.7 Case Study

6.7.1 Description of the Mill

The methodology was applied to a deinking mill that produces pulp with 80% old news paper (ONP) and 20% old magazines (OM) furnish. The mill was built next to a thermo-mechanical pulp newsprint mill. The deinking facility is the most modern part of the plant and exhibits a high degree of closure. It was built in the early 1990's, and subsequently upgraded at the end of the decade in order to increase its production capacity. Data reconciliation using VALI III (Belsim, 2001) has been applied to the deinking process in order to establish a reference model for this study (Brown *et al.*, 2003). It is assumed that for each process operation, dissolved solids and the water are redistributed in same proportions. Figure VI.1 is a simplified process flow diagram. The lists of process sources and demands are detailed in Tables VI.1 and VI.2 respectively. The internal process sources consist of whitewater streams produced by pulp treatment operations. The specifications of the sources (flow rates, composition) are given by the simulation. Composition constraints of demands were generally taken from mill data representative of targeted operating conditions. Data obtained from other sources are referenced at the bottom of table VI.1. The availability of paper machine whitewater (Savu *et al.*, 2000; Walosik, 1999) was assumed to be unchanged after the deinking mill upgrade. The additional pulp produced is shipped to other mills and the capacity of the paper mill has not been increased as a result of the deinking mill upgrade. In order to minimize fibre loss, the cost per kg of the process effluent was assumed to be the same as the cost of the fresh water intake (clarifier effluent and unrecycled filter rejects). The distance parameters between sources and demands were equally weighed at an arbitrary value of 20 m. The values of the parameters used to compute the re-piping costs are indicated in Table VI.3.

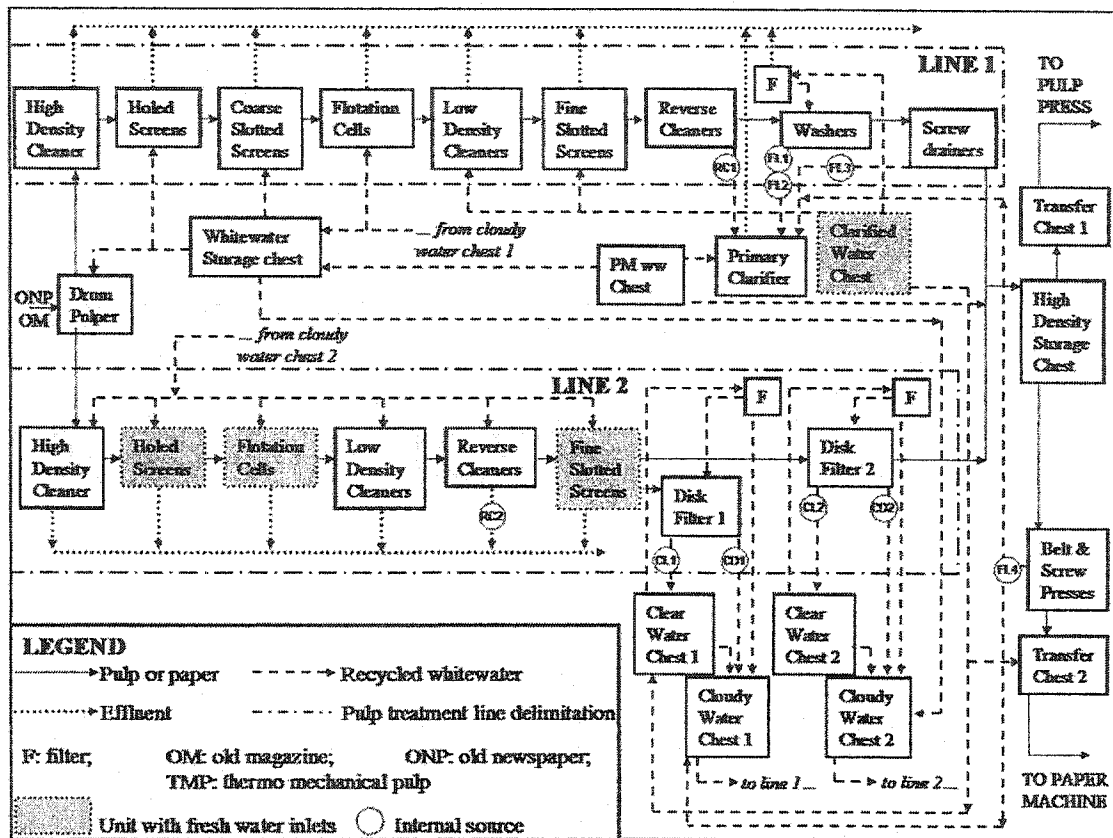


Figure VI.1. Process water flow diagram

6.7.2 Assumptions for Existing Connections

The existing connections have been defined as existing pipes between sources and demands. This representation is not always exact since buffer tanks (whitewater chests) are used to mix several sources and redistribute them as several identical demands (Figure VI.1). These buffer tanks have not been considered in the optimisation. Sources are considered to be directly connected to the demands they supply. However, in the case of the supply of a buffer tank to demands, only one of the mixed sources is considered to be connected to the demands that are met. Consequently, the number of existing connections is underestimated. The sources could have been defined as the outlets of buffer tanks rather than unit operations, and the solutions obtained would have implied fewer process modifications. However, this would also probably have led to

suboptimal solutions because the mixing that occurs in the whitewater chests may decrease the purity of certain streams in an undesirable way. The decision to ignore buffer tanks was also justified by the fact that a storage tank is already in place for almost each individual source identified including the screw drainer filtrate (not shown in Figure VI.1). Only splitting the belt and screw press filtrates or the filter rejects between several sources would necessitate new storage tanks. Furthermore, dilution tanks are also in place for most of the process demands.

Table VI.1 Specifications of Water Sources

| Streams | Ab. | Av. kg/s | Cs. % | TDS ppm | Ca ppm |
|-----------------------------|------------|--------------------|-----------------|-------------------|------------------|
| Fresh water | FW | ∞ | 0 | 69 | 9 |
| Paper machine whitewater | PM | 83.3 (a) | 0.18 | 2844 (b) | 97 |
| Calcium | CA | ∞ | 0 | 60 | 1,3 e5 |
| Cloudy water | CD1 | 117.5 | 0.04 | 6105 | 365 |
| Clear water | CL1 | 117.5 | 0.025 | 6106 | 365 |
| Cloudy water | CD2 | 165.2 | 0.04 | 6303 | 378 |
| Clear water | CL2 | 165.1 | 0.025 | 6304 | 378 |
| Washer filtrate | FL1 | 224.7 | 0.09 | 5702 | 338 |
| Washer filtrate | FL2 | 107.6 | 0.25 | 5693 | 338 |
| Screw drainer filtrate | FL3 | 24.0 | 0.5 | 5678 | 337 |
| Belt & screw press filtrate | FL4 | 29.8 | 0.35 | 5612 | 330 |
| Reverse Cleaners L1 | RC1 | 15.3 | 0.33 | 5965 | 356 |
| Reverse Cleaners L2 | RC2 | 7.8 | 0.12 | 6387 | 384 |

Sources from whitewater purification: Filtered water (FILT), Filter rejects (FILR), Clarified water (CLAR)

Cost of fresh water consumed 5.00E-05 \$ CAN/ kg (Greenbaum, 2002),

Calcium: 8.56E-02 \$ CAN/ kg (based on average cost of calcium chloride for 2002)

Ab.: Abbreviations; Av.: Availability; Cs.: Consistency; TDS: Total Dissolved Solids; Ca: Calcium ions

Notes a: (Savu *et al.*, 2001 ; Walosik, 1999), b : (Savu *et al.*, 2001).

Table VI.2 Constraints on Water Demands

| Units & Abbreviations | Need kg/s | Cs. % | TDS ppm | Ca ppm |
|---------------------------|--------------|----------|------------|-----------|
| Pulper PLR | 151.9 | 0.04 | 7000 | 500 |
| Transfer chest no 2 TC2 | 54.4 | 0.18 | 2844 | 500 |
| Storage chest HDSC | 3.1 | 0.18 | 2844 | 97 |
| Line 1 | | | | |
| Holed screens SH | 6.4 | 0.04 | 7000 | 500 |
| Slotted coarse screens SS | 48.1 | 0.04 | 7000 | 500 |
| Flotation cells FC | 80.3 | 0.10 | 7000 | 558* |
| Low density cleaners LD | 63.8 | 0.04 | 7000 | 500 |
| Slotted fine screens FS | 44.0 | 0.04 | 7000 | 500 |
| Washer showers SW | 75.9 | 0.005 | 4000 | 500 |
| Line 2 | | | | |
| High density cleaners HD | 18.7 | 0.04 | 7000 | 500 |
| Primary holed screen PH | 8.5 | 0.04 | 7000 | 500 |
| Fresh water FW PH | 0.83 | 0 | 69 | 9 |
| Sec. holed screen SH | 0.017 | 0.04 | 7000 | 500 |
| Flotation cells FC | 197.5 | 0.04 | 7000 | 460* |
| FC showers SFC | 15.3 | 0.03 | 7000 | 500 |
| Slotted fine screens FS | 88.1 | 0.04 | 7000 | 500 |
| Fresh water FW FS | 0.25 | 0 | 69 | 9 |
| Low density cleaners LD | 136.2 | 0.04 | 7000 | 500 |
| Disk filter 1 showers DF1 | 51.0 | 0.005 | 4000 | 500 |
| Disk filter 2 showers DF2 | 39.2 | 0.005 | 4000 | 500 |

Note: * Minimal concentration limit, all other limits are maximal concentration limits

6.7.3 Assumptions for Extraction Units

The existing contaminant extraction units for whitewater purification are the primary clarifier and the filters that supply the showers of the washers, the disk filters and the belt press. It is assumed that these units affect only the consistency of the sources that are treated. The following specifications, obtained from the simulation were used for the water distribution optimisation:

For the clarifier:

- The capacity target is set at 416.7 kg/s to avoid bottlenecking the effluent treatment.
- The solid reject ratio (the ratio of the dry mass of solids fed into the clarifier to the dry mass of solids rejected) is 83%, and reject consistency is 3%.
- Clarification of the washer filtrates and of the reverse cleaners rejects is mandatory because of the presence of ink and other suspended solid contaminants in these streams. Both reverse cleaner reject streams are considered to be usable sources.
- Unused sources must be clarified except for fresh water, paper machine whitewater, and chemicals supplies.
- Clarifier rejects are sent to the secondary treatment.

For the filters:

- The target capacity is 167.7 kg/s; this corresponds to the actual use of filtered water.
- The consistency of filtered water is 0.005%
- The mass flow rate of filter rejects is 1% of the filtered water flow rate.
- Only (clarified water or clear disk filter) low consistency whitewater may be filtered.
- Clarified and filtered water must be entirely utilized.

Demands that require 0.005% consistency water may only be supplied by filtered or fresh water. This is to avoid other sources being diluted with fresh water to meet these demands because suspended solids that may obstruct the showers have to be removed by filtration. Since the cost of filtration is not specified, filtered water may only be directed towards the equipment they were originally designed for.

Table VI.3 Parameters of Re-Piping Costs

| C_{REF} | I_{REF} | I₂₀₀₃ | q_{REF} | q | I | N |
|------------------------|------------------------|-------------------------|------------------------|----------|----------|----------|
| CAN\$/m | (M&S) | (M&S) | mm | mm | % | Years |
| 41.2 | 1000 | 1117 | 152 | 254 | 8 | 15 |

6.8 Problem Analysis and Discussion of Results

6.8.1 Base Case

Figure VI.2 presents the base case composite curves for the demands and the supply which takes into account mixing and source purification by contaminant extraction. A considerable degree of closure has already been achieved. The fresh water intake is less than 7% of the sum of demands. The available paper machine whitewater is used at 79%; 61% of it is clarified while only 18% is directly reused. The quantity of clarified water is higher than the limit specified in the optimisation phase. Furthermore, the TDS constraints of the demands for disk filter and washer showers and of the transfer chest are not met. Only few consistency constraints are actually limiting, which indicates the possibility of further reducing the processes water consumption.

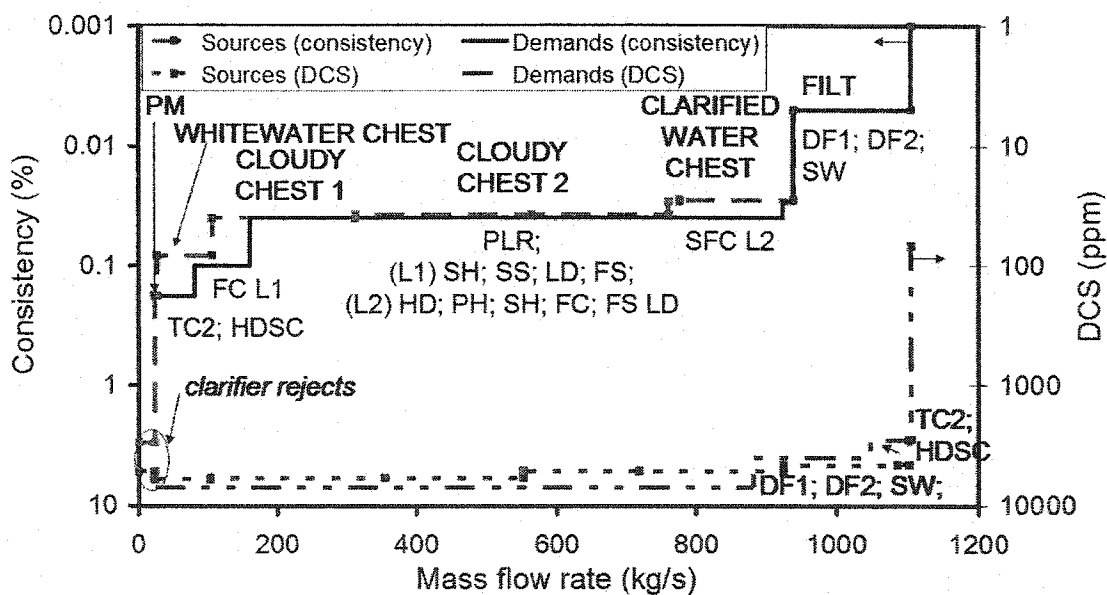


Figure VI.2 Composite curves of the base case

6.8.2 Optimized Solutions

The consistency of paper machine whitewater is too high to meet the requirements of most demands, but clarification is not necessarily desirable because it implies the loss of clean fibres. For this reason, two optimisation scenarios were envisaged: the connection between the paper machine whitewater chest and the primary clarifier is either permitted or prohibited.

6.8.2.1 Solution 1: With Paper Machine Whitewater Clarification

This solution consists of using only clarified water for filtration needs, and replacing part of the filtered water by fresh water. The filter rejects are entirely recycled to the flotation cell of line 1. The dilution in the transfer chest is done with paper machine whitewater instead of clarified water. The composite curves are presented in Figure VI.3. As is shown in Table VI.4, allowing whitewater clarification it is the most economical option, and also makes the most use of available paper machine whitewater (96% of what is available). Fresh water intake is reduced by 33%, and although the constraint of the maximal capacity of the clarifier is activated, the primary clarifier's discharge is reduced by 7.2%. The rejects rate is only slightly (0.2 kg/s) higher than that of solution 2, but the clarification of 22 kg/s of paper machine water would constitute a loss of 0.04 kg/s (or 3.4 otd) of clean fibres which is not taken into account in the cost function. Also, the belt and screw press filtrate, would probably require a new storage tank to segregate the distribution to processing equipments, but the reserve chest may serve for this purpose.

6.8.2.2 Solution 2: Without Paper Machine Whitewater Clarification

Regarding the changes stated for solution 1, the water flow network of solution 2 is modified in a similar way. The main difference between the two solutions is related to

the use of paper machine water, which is now used to meet various process requirements of lines 1 and 2 since clarification of this source is forbidden. The composite curves are also similar and are not presented for the sake of brevity. The modification of the process water network for solution 2 is presented in Figure VI.4. It indicates that buffer tanks could be used to reduce the number of connections required for the new piping network, by combining the sources (clarified water and paper machine water, as well as clarified water and screw press filtrate) which are allocated in similar ratios to various demands. Since the reduction of clarifier effluents has the same importance as the reduction of fresh water intake, the clarifier's capacity limit has not been reached. Even though less paper machine water is recycled and fresh water requirements are higher, the flow of clarifier rejects is reduced. The use of paper machine whitewater is lower (93%) than for solution 1. The question then is whether the unused whitewater can be recycled in other parts of the production site. Fresh water intake is reduced by 29% and the primary clarifier's discharge by 8.1%. The belt and screw press filtrate are integrally clarified.

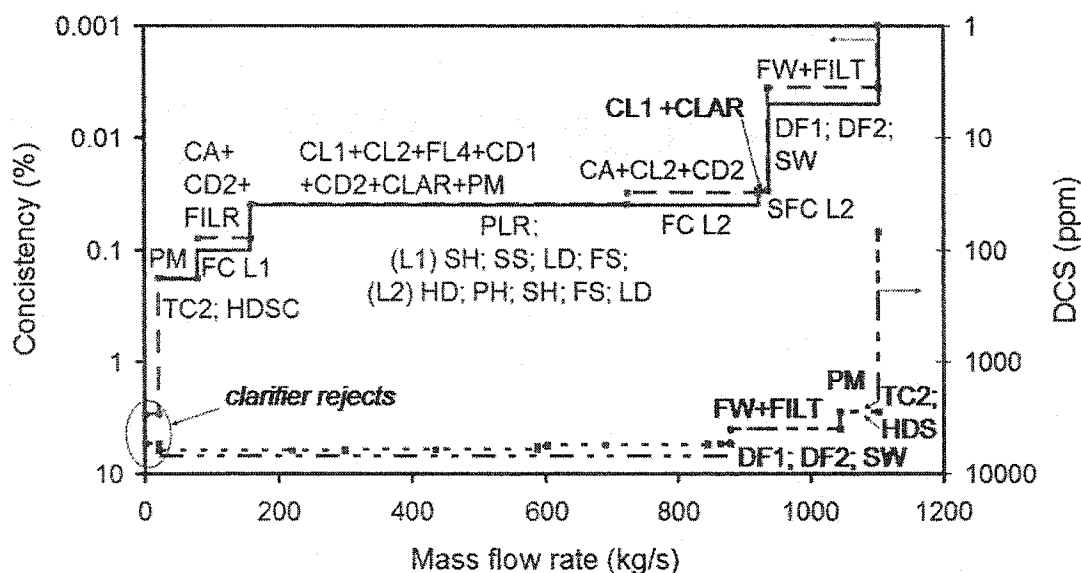


Figure VI.3 Composite curves of solution 1

6.8.2.3 Impact of Chemical Costs on Solutions

The calcium salt costs could be reduced by approximately 18% in both solutions 1 and 2. However these savings are overestimated because the assumption that the dissolved solids and chemical compounds follow the water in each process unit does not apply to the calcium ions which are largely evacuated in the flotation froth from the flotation cells.

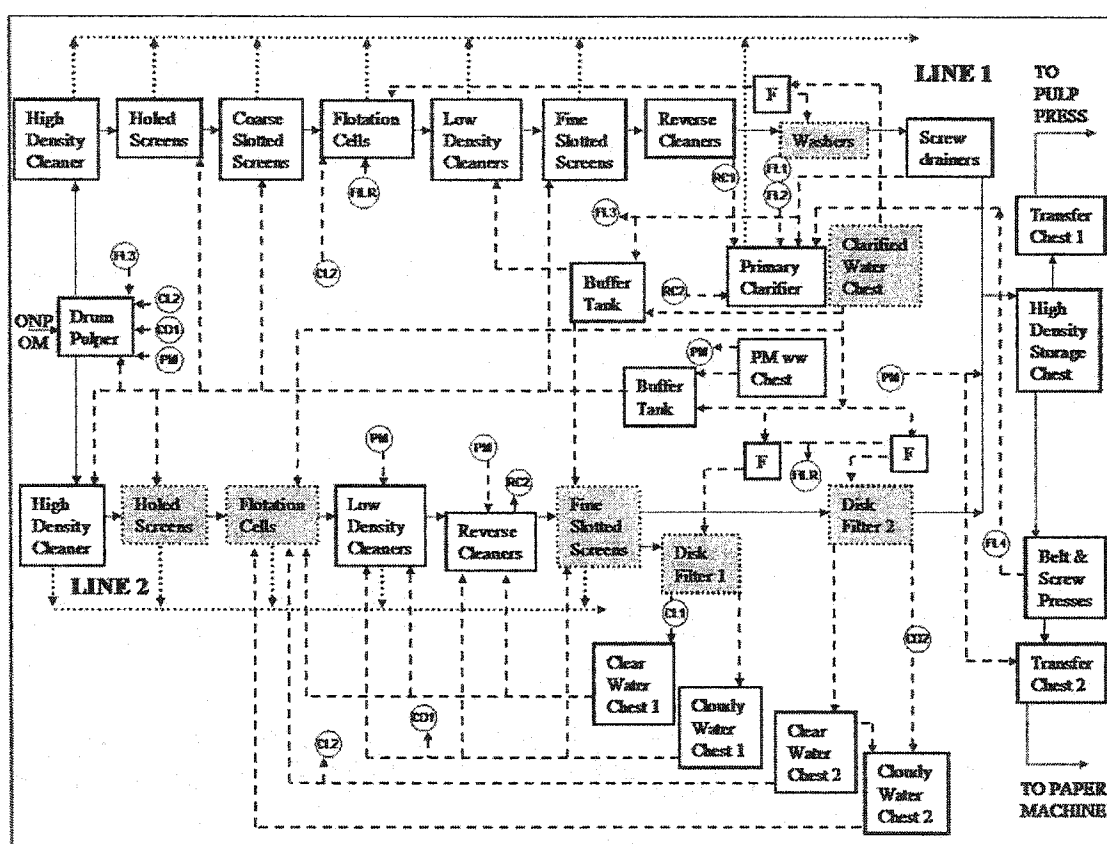


Figure VI.4 Water network of solution 2

Still as the assumption of water-like distribution holds for other process units, the classification of sources according to calcium concentration would remain unchanged. It must also be pointed out that although the fresh water makeup for chemicals addition is insignificant, the calcium salts costs have an impact on the connection choices. It

prevents additional water savings, and leads to the creation of connections which favour chemical costs savings. For instance, compared to other process demands, consistency requirements are not severe (0.1%) for the flotation cell of the process line 1 (FC L1). Clear water is the lowest consistency whitewater (0.025%) available without contaminant extraction. In spite of this, in solutions 1 and 2, the two clear and cloudy whitewater streams (CL2 and CD2) that have the highest calcium concentration supply this demand, and the consistency constraint is not activated. Similarly, the consistency constraint (0.04%) of the flotation cells of line 2 (FC L2) are not activated. However, in solution 1b, in which chemical costs are removed from the objective function, the consistency constraints are activated, enabling further water savings but at a higher chemical cost. This demonstrates the impact of the chemical costs on the optimisation.

Table VI.4 Features of base case & solutions

| | Base | Solution 1 | Solution 2 |
|-------------------------------|-----------------------------------|-------------------|-------------------|
| | Annual Cost (\$ CAN) | | |
| FW | 104 762 | 69 980 | 74 467 |
| Calcium | 739 930 | 603 135 | 602 827 |
| Rejects | 32 417 | 29 676 | 29 405 |
| Piping | 0 | 80 920 | 80 920 |
| Objective function | None | 783 712 | 787 619 |
| Total | 877 108 | 783 712 | 787 619 |
| | Water Consumption (kg/s) | | |
| FW | 72.8 | 48.6 | 51.7 |
| Effluent | 22.2 | 20.6 | 20.4 |
| Clarified | 437.4 | 416.7 | 405.6 |
| PM Clarified | 50.9 | 22.0 | 0 |
| PM Used | 66.2 | 80.7 | 77.4 |
| M³/odt pulp | 14.8 | 9.9 | 10.5 |
| | Number of Connections Used | | |
| Existing | 29 | 19 | 18 |
| New | 0 | 28 | 28 |
| Total | 29 | 47 | 46 |

6.8.2.4 Impact of piping costs

Comparatively to chemical cost, the re-piping cost is relatively low over the life span of the project. In each solution, less than two thirds of the existing connections are used, and there are 1.5 times more connections than in the base case. The re-piping costs seem to be outweighed by potential fresh water, waste water and chemical savings.

6.8.2.5 Comparison with previous studies

The solutions show some similar trends for the modifications of the water network as proposed by Savu *et al.* (2001) and Jacob *et al.* (2002) for the same mill before it was upgraded. Compared to the original base case of Savu *et al.*, system closure in the present mill has been improved since the consumption of fresh water has been decreased from 20.5 to 14.8 m³/odt. Several closure strategies had been proposed by Savu *et al.* (2001), following a heuristic approach based on process simulation to assess the impact of water closure on internal stream TDS. The constraint regarding the DSC was that it should not exceed 3100 ppm in the deinked pulp stream at the outlet of the transfer chest. The optimum they achieved was 10.9 m³/odt. The substitution of filtered water for fresh water had also been considered, and paper machine whitewater was used at the transfer chest. On the other hand, the solution found with the MILP procedure for multiple component pinch analysis developed by Jacob *et al.* (2002), yielded no significant fresh water savings. The interest of their configuration was of eliminating whitewater contaminant extraction by filtration by designating disk filter and screw press showers as the fresh water inlet. The solutions found improve the target achieved by Savu *et al.* (2001), but the impact of closure on the TDS content in sources and other internal pulp streams has not been assessed. The TDS content is expected to rise, but the use of paper machine whitewater for the final dilution of pulp after pressing will ensure a low TDS for the produced deinked pulp.

6.9 Conclusion

The optimization of water distribution within a paper deinking mill has been solved by formulating a MINLP problem, which included various critical constraints, to generate retrofitted network configurations. Compared to conventional graphical methods, such an approach incorporates the possibility of optimising the integration of water purification equipments and considering the costs of the piping connections and chemicals.

Two optimisation scenarios have been envisaged. The optimized configurations could reduce fresh water intake from 14.8 m³/odt (base case) to 9.9 m³/odt if white water clarification is permitted or to 10.5 m³/odt. if whitewater clarification is prohibited, while also reducing the primary clarifier's discharge by respectively 7 or 8%.

The configurations identified by optimisation should be further analysed by process simulation, to confirm their feasibility. It could also be desirable to enhance the objective functions to add other capital expenditure related to new equipment installation and the distances between units, and incorporate into the stream compositions additional contaminants and chemicals. The resulting configurations would be likely changed, but the principles of the optimisation model would remain valid. With a detailed level of information it constitutes an adequate tool to select economically optimal high system closure schemes.

6.10 Notation

C_{new} : Cost of a new connection

C_{REF} : Reference cost per distance unit of a new connection

C_s : Cost per weight unit of usage of source s

| | |
|---------------|---|
| $c_{s,d}$: | Binary parameter indicating the existence of a connection between the source s and the demand d |
| F_{obj} : | Objective function |
| I : | Cost index |
| I_{REF} : | Reference cost index |
| i : | Interest rate |
| $l_{s,d}$: | Distance between the source s and the demand d |
| n : | Project lifetime |
| N_d : | Number of demands |
| N_s : | Number of sources |
| q_{REF} : | Reference diameter |
| q : | New pipe diameter |
| \dot{Q}_s : | Mass flow rate of source s sent to process demands |
| $y_{s,d}$: | Binary variable for the detection of a flow between the source s and the demand d |

Indices

| | |
|-------|---------------------------|
| d : | Running index for demands |
| s : | Running index for sources |

6.11 Acknowledgements

The authors would like to thank MRN Québec and the Canada-EU Academic Mobility Program for contributing to funding this project, and the mill's staff for providing time and information towards the realization of the study, which was done on behalf of the Chair in Process Integration in the Pulp and Paper Industry at École Polytechnique de Montréal in collaboration with the Laboratory for Industrial Energy Systems (LENI) at École Polytechnique Fédérale de Lausanne.

6.12 References

- BELSIM, VALI 3 User's Guide, Belsim s.a, St-Georges-sur-Meuse, Belgium, 1, 8 (2001).
- BROWN, D., F.MARÉCHAL, G.HEYEN, and J.PARIS, "Data reconciliation and sensor system design of a paper deinking process", European Symposium on Computer aided Process Engineering-13, ed. A. Kraslawski and I.Turunen, Elsevier. Vol. 14, pp. 1001-1006, (2003).
- DHOLE, V.R., N. RAMCHANDANI, R.A. TAINSH and M. WASILEWSKI, "Make Your Process Water Pay for Itself", Chemical Engineering., 103, (1), 100-3 (1996).
- FLETCHER, R. and S. LEYFFER, "User manual for filter SQP", Numerical Analysis Report NA/181, Dundee University (1998).
- FOURER, R., D.M. GAY, and B.W. KERNIGHAN, "AMPL A modelling Language for Mathematical Programming", Boyd & Fraser publishing company, Ch-13, 241-264, Danvers, United States (1993).
- GREENBAUM, P.J, "Making Progress in Water Reduction", Pulp & Paper Canada, 103, (2), (2002).
- JACOB, J., H. KAIPE, F. COUDERC, and J. PARIS, "Water Network Analysis in Pulp and Paper Processes by Pinch and Linear Programming Techniques", Chem. Eng. Comm., 189, (2), 184-206 (2002).
- LEYFFER, S. "User Manual for MINPL_BB", Dundee University, Numerical Analysis Report NA/XXX (1998).
- PAPALEXANDRI K.P. and PISTIKOPOULOS E., "A Process Synthesis Modelling Framework Based on Mass/Heat Transfer Module Hyper Structure", Computers and Chemical Engineering, 19S, 71-6 (1994).
- PARIS, J., "A Systems Approach to System Closure in Integrated Newsprint Mills", P&P Can., 101, (5), 34-42 (2000).
- PERRY, R.H (ed.), D.W. GREEN (ed.), J.O. MALONEY (ed.), "Perry's Chemical

Engineers' Handbook", 7th ed.,: McGraw-Hill (1997).

- SAVU, E., S. SARAILH, F. MARÉCHAL and J. PARIS, "Impact de la fermeture des circuits dans un procédé de désencrage", P&P Can (to be published), and in preprints, 6th Research Forum on Recycling, 155-8, Magog, Canada (2001).
- SHAFIEI, S. "Optimisation de réseaux d'échanges de masse par algorithmes génétiques : Application aux procédés papetiers", Thèse de doctorat, Institut National Polytechnique, Toulouse, en cotutelle avec École Polytechnique, Montréal, Canada (2002).
- SHAFIEI, S., S. DOMENECH, R. KOTELES, and J. PARIS, "System Closure to an integrated Newsprint Mill, Paractical Application of The Genetic Algorithm", P&P Can (submitted) (2003).
- WALOSIK, S., "Gestion de l'eau dans le procédé de désencrage/ problématique et étude de cas", Mémoire de maîtrise es science, École Polytechnique, Montréal, Canada (1999).

6.13 Compléments à la communication

La section qui suit a pour but de présenter certaines informations complémentaires à la publication qui ont été exclues pour se conformer à des contraintes d'espace. Ces informations visent à détailler les explications de la méthodologie et du cas d'étude.

6.13.1 Compléments à la méthodologie

Nous nous attarderons d'abord sur les équations de contrainte ainsi que la fonction objectif pour montrer où interviennent les variables non linéaires du problème. Il a été mentionné dans la partie méthodologie que la non linéarité du modèle tient du fait que les unités de purification des eaux blanches (le clarificateur primaire ainsi que les filtres des laveurs) sont ajoutées en tant que producteurs à niveau variable dont les

compositions et les débit des flux sortants dépendent des compositions et débits des sources qu'ils consomment. Cependant, les équations de la communication ne distinguent pas les sources directement consommées des sources traitées. Considérons le débit d'une source donnée. Dans la définition du problème, quelque soit la source, ce terme consiste en la somme de la fraction directement utilisée pour satisfaire les demandes du procédé, de la fraction clarifiée et de la fraction filtrée.

$$\dot{Q}_s = \sum_{d=1}^{N_d} \dot{m}_{s,d} + \dot{c}l_s + \dot{f}_s \quad \forall s = 1, N_s \quad (3)$$

De même une contrainte sur les demandes impose que celles-ci soient toutes satisfaites soit par l'utilisation directe des sources soit par l'utilisation de sources traitées produites par le clarificateur ou les filtres (ou des rejets de filtration) :

$$\dot{Q}_d = \sum_{s=1}^{N_s} \dot{m}_{s,d} + \dot{c}l_d + \dot{f}_d + \dot{f}r_d \quad \forall d = 1, N_d \quad (4)$$

Or, puisque l'eau clarifiée peut être filtrée, on écrit la contrainte suivante pour le clarificateur:

$$\sum_{d=1}^{N_d} \dot{c}l_d = \sum_{s=1}^{N_s} \dot{c}l_s - \dot{c}f - \dot{c}r \quad (5)$$

De même pour les filtres:

$$\sum_{d=1}^{N_d} (\dot{f}_d + \dot{f}r_d) = \sum_{s=1}^{N_s} \dot{f}_s + \dot{c}f \quad (6)$$

En ce qui a trait aux compositions des courants, les demandes doivent aussi être satisfaites sans que les limites précisées soit dépassées. Par exemple, pour la consistance (par analogie, des contraintes similaires sont spécifiées pour tous les matières dissoutes et les ions calcium) :

$$\sum_{s=1}^{N_s} \dot{m}_{s,d} \cdot x_s + \dot{c}l_d \cdot x_{cl} + \dot{f}_d \cdot x_f + \dot{f}r_d \cdot x_{fr} \leq \dot{Q}_d \cdot x_{d\max} \quad \forall d = 1, N_d \quad (7)$$

Or, si les valeurs des termes de consistances sont connues pour les sources, il en est autrement des termes de consistance des eaux traitées par clarification ou par filtration.

D'où la non linéarité du problème qui découle de la multiplication des termes variables de composition et de débits. En effet, pour le clarificateur :

$$x_{cl} = 0.17 \frac{\sum_{s=1}^{N_s} x_s \cdot \dot{cl}_s}{\sum_{s=1}^{N_s} \dot{cl}_s} \quad (8a)$$

$$x_{cr} = 3 \% \quad (8b)$$

Et pour les filtres :

$$x_f = 0.005 \% \quad (9a)$$

$$x_{fr} = 101 \frac{\sum_{s=1}^{N_s} x_s \cdot \dot{f}_s + \dot{cf} \cdot \dot{x}_c}{\sum_{s=1}^{N_s} \dot{f}_s + \dot{cf}} - 100x_f \quad (9b)$$

6.13.2 Compléments au cas d'étude

6.13.2.1 Représentation des sources et des demandes

Dans la communication, ni dans le cas de base ni dans les solutions trouvées, les courbes composites des sources n'étaient-elles représentées telles quelles. En effet, les courbes composites représentées étaient celles des demandes à satisfaire et celles des courbes d'approvisionnement correspondantes, représentant des courants issus de sources partiellement mélangées ou traitées de manière à satisfaire les demandes. Dans la figure VI.5, les courbes composites du procédé sont simplement représentées en terme des demandes et des sources disponibles. Cette situation diffère du cas de base et des solutions optimisées puisqu'elle omet le mélange ou le traitement des sources. Deux ensembles de composites sont représentés, une pour les solides en suspension et une pour les solides dissous. Les courbes qui sont amenées au point de pincement indiquent quelle serait alors la consommation théorique d'eau fraîche et quelle serait la production

d'effluents liquide du procédé. Le pincement est créé par la contrainte liée aux solides en suspensions. La somme des demandes est de 1083 kg/s. Le graphique montre que sans mélange ni purification des sources, la consommation d'eau fraîche et la production d'effluent serait alors chacune de l'ordre du tiers de cette somme.

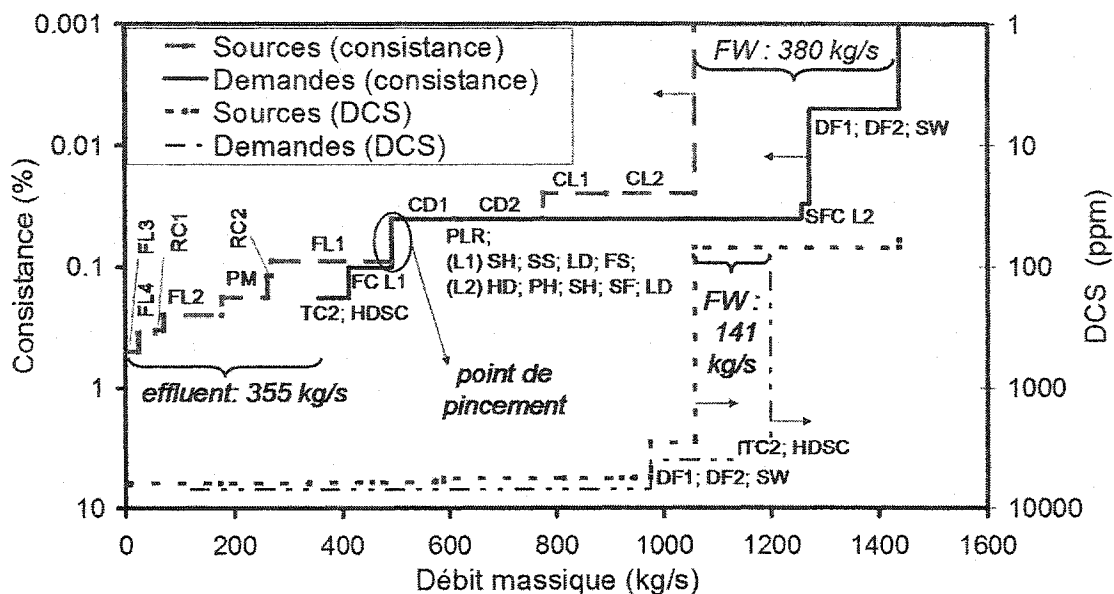


Figure VI.5 Courbes composites des sources et des demandes du procédé

6.13.2.2 Solution 1b fonction objectif simplifiée

L'optimisation du scénario de la solution 1 a aussi été refaite en modifiant la fonction objectif de manière à ignorer les coûts des sels de calcium et des nouvelles connexions. L'objectif devient alors la minimisation à pondération égale de la consommation d'eau fraîche et de la production d'effluent. Les courbes composites sont illustrées dans la figure VI.6. Il est intéressant de noter en quoi la solution simplifiée (solution 1b) diffère de la solution 1 de la communication. Ici, les composites des matières en suspension (consistance) indiquent que les puretés des sources de la courbe d'approvisionnement sont toutes identiques à celle des demandes, sauf pour l'eau filtrée car la contrainte des matières dissoutes est activée. Tout comme dans la solution 1 les sources d'eau claire et pauvre des filtres à disques sont utilisées pour approvisionner les demandes des cellules

de flottaison, mais la contrainte de consistance est activée par l'utilisation des rejets des filtres pour satisfaire ces demandes. Par conséquent, la solution 1 b produit 1.2 kg/s de moins d'effluent que la solution 1 pour une consommation équivalente d'eau fraîche. Par contre, la solution 1 b est effectivement sous optimale selon les critères des coûts de rénovation et des coûts des ressources (car plus coûteuse de 0.12 %).

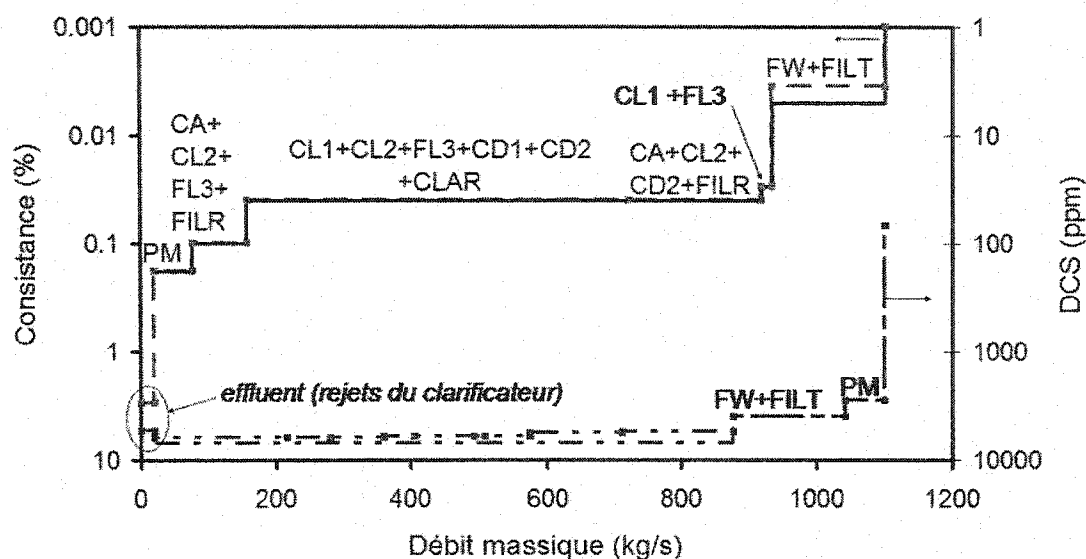


Figure VI.6 Courbes composites de la solution 1b

6.13.3 Compléments à la représentation des résultats

La représentation des courbes composites adaptée de Dhole et al (1996) comporte certaines limitations. D'une part il n'est pas possible de clairement distinguer la provenance des sources mélangées et purifiées sur la courbe composite d'approvisionnement. Par conséquent, si la représentation permet de savoir quelle quantité d'effluents est générée, il est impossible d'y lire la consommation d'eau fraîche, puisque qu'elle comprend une fraction qui est mélangée à d'autres sources. Des représentations complémentaires ont donc été utilisées pour bien définir l'allocation des

sources aux demandes. Outre les diagrammes d'écoulement présentés dans l'article, une représentation en tableau a aussi été envisagée pour illustrer le cas de base et les solutions optimisées. Quoique volumineux, les tableaux présentent des informations introuvables sur les courbes composites. Chaque tableau consiste en:

- Une liste des débits massiques de chaque source (colonnes) vers chaque demande (lignes) dans laquelle les unités de traitement des sources (clarificateurs et filtres) sont des entrées doubles (à la fois demandes et sources),
- les connexions interdites sont barrées,
- les connexions préexistantes (du cas de base) sont représentées par des cases encadrées. Un débit non nul et non encadré implique donc la nécessité d'une nouvelle connexion ou encore (comme dans le cas de base) d'un cuvier tampon.

Les tableaux VI.5 à VI.8 font état des distributions d'eau dans le cas de base et les solutions optimisées.

Tableau VI.5 Cas de base: répartition des sources

| (Débits en kg/s) | | | | | | | | | | | | |
|------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|-------|-------|-------|
| S \ D | CA | CL 1 | CL 2 | FW | PM | FL3 | FL4 | CD 1 | CD 2 | CL AR | FIL T | FIL R |
| HD L2 | 0 | 1.85 | 5.10 | 0.54 | 0.22 | 0 | 0.11 | 0.85 | 6.71 | 3.31 | 0 | 0.02 |
| FS L2 | 0 | 8.69 | 24.0 | 2.56 | 1.05 | 0 | 0.51 | 4.02 | 31.6 | 15.6 | 0 | 0.09 |
| PH L2 | 0 | 0.84 | 2.32 | 0.25 | 0.10 | 0 | 0.05 | 0.39 | 3.05 | 1.51 | 0 | 0.01 |
| SH L2 | 0 | 2e-3 | 5e-3 | 5e-4 | 2e-4 | 0 | 1e-4 | 8e-4 | 0.01 | 3e-3 | 0 | 2e-5 |
| FC L2 | 0.17 | 19.5 | 53.8 | 5.73 | 2.36 | 0 | 1.14 | 9.01 | 70.7 | 34.9 | 0 | 0.21 |
| LD L2 | 0 | 13.4 | 37.1 | 3.95 | 1.63 | 0 | 0.79 | 6.22 | 48.8 | 24.1 | 0 | 0.14 |
| LD L1 | 0 | 0 | 0 | 9.00 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 54.8 | 0 | 0 |
| FS L1 | 0 | 0 | 0 | 6.21 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 37.8 | 0 | 0 |
| TC2 | 0 | 0 | 0 | 7.66 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 46.7 | 0 | 0 |
| FC L1 | 0.13 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8.98 | 70.8 | 0 | 0 | 0 | 0.31 |
| PLR | 0 | 40.7 | 0 | 12.0 | 4.93 | 0 | 2.39 | 18.9 | 0 | 72.9 | 0 | 0.08 |
| SHS L1 | 0 | 1.71 | 0 | 0.50 | 0.21 | 0 | 0.10 | 0.79 | 0 | 3.07 | 0 | 0.00 |
| SCS L1 | 0 | 12.9 | 0 | 3.79 | 1.56 | 0 | 0.76 | 5.97 | 0 | 23.1 | 0 | 0.03 |
| FW PH L2 | 0 | 0 | 0 | 0.83 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| FW FS L2 | 0 | 0 | 0 | 0.25 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| HDSC | 0 | 0 | 0 | 0 | 3.12 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SW | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 75.9 | 0 |
| SFC L2 | 0 | 1.17 | 3.23 | 3.79 | 0.14 | 0 | 0.07 | 0.54 | 4.25 | 2.09 | 0 | 0.01 |
| DF1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 51.0 | 0 |
| DF2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 39.2 | 0 |
| CLAR | 0 | 0 | 0 | 0 | 50.9 | 24.0 | 14.9 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| FILT | 0 | 16.7 | 39.5 | 15.7 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 95.7 | 0 | 0 |

* Les courants FL1, FL2, et RC1 sont intégralement clarifiés.

S : sources ; D : Demandes.

Tableau VI.6 Solution 1 : répartition des sources (clarification d'eau de machine à papier permise)

| (Débits en kg/s) | | | | | | | | | | | | |
|------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|-------|-------|-------|
| S \ D | CA | CL 1 | CL 2 | FW | PM | FL3 | FL4 | CD1 | CD2 | CL AR | FIL T | FIL R |
| HD L2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.39 | 0 | 0.29 | 0 | 0 | 18.0 | 0 | 0 |
| FS L2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 2.11 | 4.66 | 0 | 81.3 | 0 | 0 |
| PH L2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.46 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8.0 | 0 | 0 |
| SH L2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 9e-4 | 0 | 0 | 0 | 0 | 2e-2 | 0 | 0 |
| FC L2 | 0.13 | 0 | 111 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 86.2 | 0 | 0 | 0 |
| LD L2 | 0 | 0 | 54.0 | 0 | 0 | 0 | 2.61 | 79.6 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| LD L1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.61 | 0 | 0 | 62.2 | 0 | 0 |
| FS L1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.11 | 0 | 0 | 42.9 | 0 | 0 |
| TC2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 54.3 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| FC L1 | 0.12 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 79.0 | 0 | 0 | 1.19 |
| PLR | 0 | 113 | 0 | 0 | 0 | 0 | 5.47 | 33.3 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SHS L1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.35 | 0 | 0 | 0 | 0 | 6.04 | 0 | 0 |
| SCS L1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.21 | 0 | 0 | 46.9 | 0 | 0 |
| FW PH L2 | 0 | 0 | 0 | 0.83 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| FW FS L2 | 0 | 0 | 0 | 0.26 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| HDSC | 0 | 0 | 0 | 0 | 3.12 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SW | 0 | 0 | 0 | 21.7 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 54 | 0 |
| SFC L2 | 0 | 4.32 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 11.0 | 0 | 0 |
| DF1 | 0 | 0 | 0 | 14.6 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 36 | 0 |
| DF2 | 0 | 0 | 0 | 11.2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 28 | 0 |
| CLAR | 0 | 0 | 0 | 0 | 22.0 | 24.0 | 15.4 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| FILT | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 120 | 0 | 0 |

* Les courants FL1, FL2, RC1 et RC2 sont intégralement clarifiés.

S : sources ; D : Demandes.

Table VI.7 Solution 2: répartition des sources (clarification d'eau de machine à papier interdite)

| (Débits en kg/s) | | | | | | | | | | | | |
|------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|-------|-------|-------|
| S \ D | CA | CL 1 | CL 2 | FW | PM | FL3 | FL4 | CD 1 | CD 2 | CL AR | FIL T | FIL R |
| HD L2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.94 | 0 | 0 | 0 | 0 | 17.8 | 0 | 0 |
| FS L2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.23 | 0 | 10.5 | 0 | 76.3 | 0 | 0 |
| PH L2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.43 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8.08 | 0 | 0 |
| SH L2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 8e-4 | 0 | 0 | 0 | 0 | 2e-2 | 0 | 0 |
| FC L2 | 0.13 | 0 | 32.2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 165 | 0 | 0 | 0 |
| LD L2 | 0 | 112 | 0 | 0 | 12.0 | 0 | 0 | 11.9 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| LD L1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.01 | 0 | 0 | 0 | 62.8 | 0 | 0 |
| FS L1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 2.22 | 0 | 0 | 0 | 0 | 41.8 | 0 | 0 |
| TC2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 54.3 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| FC L1 | 0.12 | 0 | 79.0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1.15 |
| PLR | 0 | 0 | 53.9 | 0 | 1.53 | 1.29 | 0 | 95.1 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SHS L1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.32 | 0 | 0 | 0 | 0 | 6.07 | 0 | 0 |
| SCS L1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 2.42 | 0 | 0 | 0 | 0 | 45.7 | 0 | 0 |
| FW PH L2 | 0 | 0 | 0 | 0.83 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| FW FS L2 | 0 | 0 | 0 | 0.26 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| HDSC | 0 | 0 | 0 | 0 | 3.12 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| SW | 0 | 0 | 0 | 23.1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 52.7 | 0 |
| SFC L2 | 0 | 5.20 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 10.1 | 0 | 0 |
| DF1 | 0 | 0 | 0 | 15.6 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 35.5 | 0 |
| DF2 | 0 | 0 | 0 | 11.9 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 27.2 | 0 |
| CLAR | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 20.4 | 29.8 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| FILT | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 117 | 0 | 0 |

* Les courants FL1, FL2, RC1 et RC2 sont intégralement clarifiés.

S : sources ; D : Demandes.

Tableau VI.8 Solution 1b: répartition des sources (clarification d'eau de machine à papier permise)

| (Débits en kg/s) | | | | | | | | | | | | | |
|------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|-------|-------|-------|--|
| S \ D | CA | CL 1 | CL 2 | FW | PM | FL3 | FL4 | CD 1 | CD 2 | CL AR | FIL T | FIL R | |
| HD L2 | 0 | 18.1 | 0 | 0 | 0 | 0.59 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | |
| FS L2 | 0 | 14.1 | 0 | 0 | 0 | 0.46 | 0 | 73.5 | 0 | 0 | 0 | 0 | |
| PH L2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.17 | 0 | 0 | 0 | 8.33 | 0 | 0 | |
| SH L2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 3e-4 | 0 | 0 | 0 | 2e-2 | 0 | 0 | |
| FC L2 | 0.13 | 0 | 32.0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 165 | 0 | 0 | 0.19 | |
| LD L2 | 0 | 23.0 | 0 | 0 | 0 | 3.05 | 0 | 0 | 0 | 110 | 0 | 0 | |
| LD L1 | 0 | 0.48 | 61.3 | 0 | 0 | 2.02 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | |
| FS L1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 44.0 | 0 | 0 | 0 | 0 | |
| TC2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 54.3 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | |
| FC L1 | 0.12 | 0 | 71.8 | 0 | 0 | 7.36 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.99 | |
| PLR | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 3.11 | 0 | 0 | 0 | 149 | 0 | 0 | |
| SHS L1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0.13 | 0 | 0 | 0 | 6.26 | 0 | 0 | |
| SCS L1 | 0 | 46.6 | 0 | 0 | 0 | 1.52 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | |
| FW PH L2 | 0 | 0 | 0 | 0.83 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | |
| FW FS L2 | 0 | 0 | 0 | 0.26 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | |
| HDSC | 0 | 0 | 0 | 0 | 3.12 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | |
| SW | 0 | 0 | 0 | 21.7 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 54.2 | 0 | |
| SFC L2 | 0 | 15.1 | 0 | 0 | 0 | 0.16 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | |
| DF1 | 0 | 0 | 0 | 14.6 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 36.4 | 0 | |
| DF2 | 0 | 0 | 0 | 11.2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 28.0 | 0 | |
| CLAR | 0 | 0 | 0 | 0 | 22.1 | 5.39 | 29.8 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | |
| FILT | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 120 | 0 | 0 | |

* Les courants FL1, FL2, RC1 et RC2 sont intégralement clarifiés.

S : sources ; D : Demandes.

CHAPITRE VII

DISCUSSION GÉNÉRALE

La démarche générale adoptée pour faire l'analyse de la fermeture de circuit du procédé de désencrage se résume aux quatre étapes suivantes :

1. Collecte de données
2. Réconciliation de données
3. Identification des sources et des demandes
4. Optimisation de la distribution d'eau

Cependant, il ressort des résultats de l'étude qu'en pratique la mise en œuvre de cette démarche ne peut être réellement efficace que si ces étapes sont répétées. En ce qui a trait à la collecte et à la réconciliation de données, les spécifications des diagrammes de procédé, ainsi que les résultats d'études précédentes (Walosik, 1999, Savu et al 2001) ont été utilisés pour compenser le manque de mesure. Rappelons que cet exercice a été effectué uniquement pour la ligne 2, soit la seule partie du procédé pour laquelle les mesures du système de contrôle étaient disponibles. Les résultats présentés au chapitre 5, indiquent qu'à l'exception d'une erreur grossière (90%) sur une mesure de débit aux tamis à trou de la ligne 2, la correction sur les valeurs des variables mesurées était de inférieure à 8 % de leurs valeurs brutes. Certaines variables ne sont pas corrigées, mais ceci n'est pas nécessairement une indication de la précision des mesures, du fait que le nombre de redondance local est parfois nul aux endroits où elles ont été échantillonnées. De plus, bien que l'utilisation de données disparates permette de faire une modélisation plausible du procédé en fonctionnement, il serait souhaitable de faire une simulation du procédé à partir d'un jeu de données qui consisterait uniquement de mesures récentes. L'exercice d'optimisation de la planification d'une campagne de mesure à partir de la simulation du modèle validé du procédé donnerait donc lieu à une seconde collecte de donnée ainsi qu'une seconde étape de réconciliation. Sans modèle de simulation, une planification par l'observation du diagramme de procédé aurait été d'une part

fastidieuse, et d'autre part il aurait été plus difficile de minimiser le nombre de mesures. En ce qui concerne l'identification des sources et des demandes et l'optimisation de la distribution d'eau, la modification de la distribution des sources a aussi un impact sur les concentrations en contaminants et composés chimiques de ces mêmes sources. Pour vérifier tous les impacts des changements sur le procédé, il serait nécessaire d'ajouter au modèle de simulation les modifications proposées.

En ce qui a trait à la formulation du problème d'optimisation, la question de l'utilisation de cuiviers tampon pourrait être prise en compte par l'ajout de coûts ou de contraintes. Il a été mentionné au chapitre 6 que le nombre de cuvier est suffisant pour permettre la ségrégation des sources ainsi que l'alimentation des demandes par l'usage de plusieurs sources différentes. Mais il faut reconnaître qu'au niveau de la contrôlabilité du procédé, les modifications proposées pourraient poser des problèmes.

Les coûts de l'utilisation du calcium pourraient aussi être réduits, cependant ces résultats doivent être interprétés avec précaution puisque l'hypothèse de la simulation selon laquelle les produits chimiques suivent la distribution de l'eau ne s'applique pas en tout point du procédé, puisqu'elle ne tient ni compte de la solubilité des ions calcium en fonction du pH, ni compte de l'enlèvement du calcium durant la flottaison.

Les résultats de l'optimisation de la fermeture de circuit d'eau du procédé sont néanmoins prometteurs, et se comparent avantageusement à ceux des études précédentes (Jacob et al, 2002 ; Savu et al 2001), puisqu'ils indiquent que pour un procédé moderne, dont la consommation d'eau a déjà été réduite, il serait encore possible de diminuer à la fois la consommation d'eau fraîche, la production d'effluent liquide et l'utilisation des équipement de traitement des eaux usées.

CHAPITRE VIII

CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

Cette étude a porté sur l'optimisation de la fermeture de circuits d'eau d'un atelier de désencrage de papiers récupérés. La réconciliation de données a été appliquée pour élaborer un modèle de simulation d'un atelier de désencrage de papiers journaux et magazines récupérés, par l'utilisation de mesures de la salle de contrôle et de spécifications liées aux caractéristiques de conception et d'opération de l'atelier. La réconciliation des données nécessite la redondance des mesures des variables du procédé. En effet, une variable ne peut être réconciliée s'il est impossible de la recalculer à partir des valeurs d'autres variables. Dans le cas du modèle calibré, un niveau satisfaisant de redondance a été atteint par l'utilisation des données provenant de sources disparates. Dans la perspective éventuelle d'une mise à jour la simulation de l'atelier, les informations ne provenant pas de la salle de contrôle ont été ensuite éliminées et un programme faisant usage d'un algorithme génétique a été appliquée pour optimiser la mise au point d'un protocole de mesure. L'obtention d'une solution par programmation a permis d'éviter de planifier une campagne d'échantillonnage basée sur l'observation de diagramme de procédé. Selon que les coefficients de partage définissant les taux de séparation des courants du procédé et les taux d'épaississement et de rejets des unités de traitement de la pâte soient considérés comme étant des paramètres constants ou des variables non mesurées, il serait nécessaire de doubler ou tripler le nombre de mesures.

Un tel programme pourrait également être employé pour concevoir un système de mesure complémentaire au système de contrôle afin de pouvoir effectuer en temps réel la réconciliation de données. Les bienfaits qui en découleraient alors seraient de permettre une détection rapide des problèmes d'opération (décalibration des sondes, bris ou pannes d'équipements, fuites). Par conséquent les pertes pourraient être réduites par

une gestion proactive du procédé, et il serait possible d'obtenir des bilans précis et régulièrement remis à jour pour faire le suivi et pour la comptabilité.

L'optimisation de la distribution de l'eau dans cet atelier a ensuite été résolue par programmation non linéaire mixte en variables entières à l'aide d'un algorithme de résolution de séparation et d'évaluation. L'avantage de ce type de programmation numérique est de pouvoir tenir compte de divers types de contraintes dans la définition du problème de manière à produire des stratégies de réduction d'eau adaptées au procédé déjà en place. La fonction objectif a été formulée en fonction des coûts pour tenir compte de la consommation d'eau et de produits chimiques, ainsi que des coûts de modification de la tuyauterie. Cette fonction a été optimisée sous les contraintes des compositions des courants, des connections interdites, et des capacités limitées des équipements d'extraction des contaminants des eaux blanches. Pour les contraintes de pureté des courants, trois paramètres ont été pris en comptes : la consistance, la concentration en matières dissoutes, et en ions calcium. Deux scénarios d'optimisation ont été envisagés. Dans le premier, la clarification de l'eau blanche de la machine à papier est permise, dans le second elle est interdite. La consommation d'eau fraîche pourrait être réduite de 14.8 t/odt à respectivement 9.9 ou 10.5 t/odt de pâte (de 34 % ou de 29 %) et la décharge du clarificateur primaire de 1.7 ou 1.8 kg/s (7,7 % ou de 8,1 %).

Cependant, il serait préférable d'évaluer l'impact de la fermeture des circuits d'eau de l'usine sur les compositions des sources, par exemple par simulation des nouvelles configurations, car l'optimisation de la distribution d'eau ne tient pas compte du fait que les propriétés des sources changent identiques lorsque les recyclages sont modifiés. Il est donc possible que, contrairement à ce que prédit l'optimisation, certaines contraintes de pureté ne soient en fait pas respectées. Cette démarche serait itérative et, devrait par conséquent idéalement être automatisée de manière à faire alterner l'optimisation de l'allocation des sources aux demandes et, le calcul des nouvelles compositions des sources.

Aussi, il serait encore possible d'affiner le modèle d'optimisation en spécifiant les contraintes de tous les composants des courants du procédé, en spécifiant les distances entre les unités dans le procédé actuel, et en répertoriant une liste exhaustive des coûts de modifications du procédé induites par les modification du réseaux d'eau. Par exemple, les coûts de modifications du procédé pourraient aussi inclure l'installation de cuiviers tampon pour l'approvisionnement de demandes par des sources multiples, lorsque ces équipements ne sont pas déjà en place. Ceci ne changerait en rien la méthodologie qui a comme avantage de permettre de graduellement détailler le modèle d'optimisation pour l'adapter aux contraintes spécifiques du procédé.

RÉFÉRENCES

- Association des produits forestiers du Canada. (2000). Rapport environnemental 2000-2001.
- Association des produits forestiers du Canada. (2002). Revue annuelle 2002.
- BAGAJEWICZ, M.J., RIVAS, M. et SAVELSKI, M. (2000). A robust method to obtain optimal and suboptimal design and retrofit solutions of water utilization systems with multiple contaminants in process plants. Computers and Chemical Engineering, 24, 1461-1466.
- BAHY NOURELDIN, M., et EL-HALWAGI, M.M. (1999). Interval-based targeting for pollution prevention via mass integration. Computers and Chemical Engineering, 23, 1527-1543.
- BEALE, E.M.L. (1977). Integer programming. The State of the Art in Numerical Analysis. D. Jacobs, Academic Press: London, 409-448.
- Belsim s.a, (2001). VALI 3 User's Guide, St-Georges-sur-Meuse, Belgique, 1, 8.
- BEN, Y., DORRIS, G. et HILL, G. (2003). Contaminant removal from deinking process water. Part I: mill benchmarking. Pulp & Paper Canada, 104, (1), T9-15.
- BENDERS, J.F. (1962). Partitioning procedures for solving mixed-variables programming problems. Numerische Mathematik, 4, 238-252.

BONHIVERS, J-C., BELON-GAGNON, S. et PARIS, J. (1998). Simulation dynamique de l'atelier de désencrage de l'usine de Kruger à Bromptonville, Québec. Manuel de référence, École Polytechnique de Montréal, Canada.

BONHIVERS, J-C., SIMONSEN, I. et PARIS, J. (2002). Réduction de la consommation et des rejets d'eau dans un procédé intégré de papier journal, études de cas. Rapport universitaire, Paprican, Canada.

BROUILLETTE, F., DANEAULT, C. et DORRIS, G.M. (2002). Effect of initial pH on the release of dissolved colloidal and suspended solids during repulping of ONP and OMG. Journal of Pulp and Paper Science, 28, (2), 31-37.

BROWN, D., MARÉCHAL, F., HEYEN, G., et PARIS, J. (2003). Data reconciliation and sensor system design of a paper deinking process. A. Kraslawski, I.Turunen, Proceed. ESCAPE-13, Elsevier. 14, 1001-1006.

BURT, L. (1987). Pulp and paper technology changes will boost chemical needs. Process Ind. Canada, 23-26.

CARRASCO, F., PELACH, M.A. et MUTJÉ, P. (1999). Deinking of high quality offset papers: influence of consistency, agitation, speed, and air flow rate in the flotation stage. TAPPI Journal, 82, (3), 125-129.

CASTRO, C., DORRIS, G.M., BROUILLETTE, F., et DANEAULT, C. (2003). Thermogravimetric determination of synthetic polymers in recycled pulp systems and deposits. Journal of Pulp and Paper Science, 29, (5), 167-172.

CHABOT, B., KRISHNAGOPALAN, G.A., et ABUBAKR, S. (1998). Effect of ultrafiltration permeate recycling on deinking efficiency of flexo printed newspapers. Progress in Paper Recycling, 7, (8), 28-38.

CHRISTIE, E. et McEACHERN C.G. (2000). Pulping the law: how pulp mills are ruining Canadian waters with impunity. Rapport, Sierra Legal Defense Fund, Toronto, Canada.

DHOLE, V.R., RAMCHANDANI, N., TAINSH, R.A. et WASILEWSKI, M. (1996). Make your process water pay for itself. Chemical Engineering, 103, (1), 100-103.

DORRIS, G.M. (2002). Exposé dans le cadre du cours GCH6210 intitulé « Ingénierie des Pâtes et Papier », Ecole Polytechnique de Montréal, Canada.

DOSHI, M.R. (1995). Quantification of Stickies, Progress in Paper Recycling, 4, (2), 103-106.

DURAN, M. et GROSSMANN, I.E. (1986). An outer approximation algorithm for a class of mixed integer nonlinear programs. Mathematical Programming, 36, 307-309.

EL-HALWAGI, M.M. et MANOUSIOUTHAKIS, V. (1989). Synthesis of mass exchange networks. A.I.Ch.E Journal, 35, (8), 1233-1244.

EL-HALWAGI, M.M. et MANOUSIOUTHAKIS, V. (1990). Automatic synthesis of mass exchange networks with single-component targets. Chemical Engineering Science, 45, (9), 2813-2831.

FABRY, B., CARRÉ, B. et CRÉMON, P. (2001). Pulping optimization: effect of pulping parameters on defibering, ink detachment and ink removal. 6^e forum de

recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 37-44.

FENG, X., et W.D. SEIDER. (2001). A new structure and design methodology for water networks, Ind. Eng. Chem. Res., 40, 6140-6146.

FLETCHER, R. et LEYFFER, S. (1998). User manual for filterSQP. Numerical Analysis Report NA/181, Dundee University, Royaume-Uni.

FLETCHER, R. et LEYFFER, S. (2001). Non linear programming without a penalty function. Mathematical Programming, 91, (2), 239-260.

FLOQUET P., PIBOULEAU L. AND DOMENECH S. (1998). Mathematical programming tools for chemical process design. Computers and Chemical Engineering, 23, (2), 99-113.

FOURER, R., GAY, D.M. et KERNIGHAN, B.W. (1993). AMPL a Modelling Language for Mathematical Programming, Boyd & Fraser publishing company, Danvers, États-Unis, Ch-13, 241-264.

GEOFFRION, A.M. (1972). Generalized Benders decomposition. Journal of Optimization Theory and Applications, 10, (4), 237-260.

GERKENS, C. (2002). Conception rationnelle de systèmes de mesure dans les procédés chimiques. Projet de diplôme, Université de Liège, Belgique.

GREENBAUM, P.J. (2002). Making Progress in Water Reduction. Pulp & Paper Canada, 103, (2), 12-15.

GREIG-GRAN, M. (1999). Review of the Recycled Content Target for UK Newspapers. Rapport, International Institute for Environment and Development, Londres, Royaume-Uni.

GROSSMANN, I.E. (1990). Mixed-integer nonlinear programming techniques for the synthesis of engineering systems. Research in Engineering Design, 1, 205-228.

GROSSMANN, I.E., CABALLERO, J.C. et YEOMANS, H. (1999). Advances in mathematical programming for automated design, integration and operation of chemical processes. International Conference on Process Integration (PI'99), Copenhagen, Danemark.

GUPTA, O.K. et RAVINDRAN, V. (1985). Branch and bound experiments in convex non linear integer programming, Management Science, 31, (12), 1533-1546.

H.R.873, (6 février 1991). Amendement au "Solid Waste Disposal Act", 1^{ère} Session, 102^e journée, Congrès américain, p.1.

HERBET, M., VAN DEN BROEK, R. et FAAIJ, A. (1999). Energy Crops Versus Waste Paper: A System Comparison of Paper Recycling and Paper Incineration on the Basis of Equal Land Use. 4th Biomass conference of the America's, Oakland, États-Unis.

HEYEN G., MARÉCHAL E. et KALITVENTZEFF, B. (1996). Sensitivity calculations and variance analysis in plant measurement reconciliation. Computers and Chemical Engineering, 20S, 539-544.

HEYEN, G., (2000). Application of Data Reconciliation to Process Monitoring, Symposium ISCAPE 2000, Carthagena de Indias, Colombie.

HEYEN, G., DUMONT M.N. et KALITVENTZEFF, B. (2002). Computer-aided design of redundant sensor networks. J. Grievink, J. van Schyndel, proceed. ESCAPE 12, La Haye, Pays-Bas, Elsevier, 691-695.

JACOB, J. et PARIS, J. (2003). Data sampling and reconciliation, application to pulp and paper mills. Part I: methodology and implementation. Appita Journal, 56 (1), 25-29 & 52.

JACOB, J. et PARIS, J. (2003). Data sampling and reconciliation, application to pulp and paper mills. Part II: case studies. Appita Journal, 56 (2), 116-121.

JACOB, J., KAIPE, H., COUDERC, F. et PARIS, J. (2002). Water network analysis in pulp and paper processes by pinch and linear programming techniques. Chem. Eng. Comm., 189, (2), 184-206.

KALITVENTZEFF, B. et JORI, P. (1987). Process measurements analysis and validation, Proceed. CEF87, The Use of Computers in Chemical Engineering, Taormina, Italy, 41-46.

KLEINAU, J.H. (1987). Secondary fibers and non-wood-pulping. Pulp and Paper Manufacture, F. Hamilton, B. Leopold, M.J. Kocurek, Joint textbook committee of the paper industry, 136-142.

KLUNGNESS, J.H., Pianta, F., STOIKA, M.L., SYKES, M., TAN, F. et ABUBAKR, S. (1999). Lightweight high opacity papers: process costs and energy use reductions. A.I.Ch.E symposiums series, 95, (322), 99-102.

KUO, W.C.J. et SMITH, R. (1998). Designing for the interactions between water-use and effluent treatment part A. Trans. Inst. Chem. Eng., 76, 1649-1665.

LAINE, J.E. (1995). Wet end chemistry in papermaking. Know-How Wire, 1, 8-9.

LAPIERRE, L., PITRE, D. et BOUCHARD, J. (2001). Fines from deinked pulp: effect of contaminants on their bleachability and on the pulp final brightness. 6^e forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 173-178.

LAPIERRE, L., DORRIS, G., PITRE, D., BOUCHARD, J., HILL, G., et ALLEN, J. (2002). Use of sodium sulfite for deinking ONP : OMG at neutral pH. Pulp & Paper Canada, 103, (1), 42-45.

LAUFMANN, M., (1998). Fillers for paper – a global view-. PTS Seminar, Wet end Operations, Munich, Allemagne.

LAWLER, E. et WOOD, D. (1966). Branch-and-bound methods - a survey, Operations Research, 14, (4), 699-704.

LENES, M., ANDERSEN, I. et REITAN, A-M. (2001). Formation of secondary stickies in DIP and TMP suspensions. 6^e forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 107-110.

LEYFFER, S. (1998). User manual for MINLP_BB, Numerical Analysis Report NA/XXX, Dundee University, Royaume-Uni.

LINNHOF, B. et HINDMARSH, E. (1983). The pinch design method of heat exchanger networks, Chemical Engineering Science, 38, 745-763.

LINNHOFF, B. et FLOWER, J.R. (1978). Synthesis of heat exchanger networks, A.I.Ch.E Journal, 24, 633-654.

MADRON, F. (1985). A new approach to the identification of gross errors in chemical engineering measurements, Chemical Engineering Science, 40, (10), 1855-1860.

MAGDA, J.J. et LEE, J.Y. (1999). A critical examination of the role of ink surface hydrophobicity in flotation deinking, TAPPI Journal, 82, (3), 139-145.

MAGNUSSON, P. (2001). Water recovery in an integrated pulp and paper mill with membrane filtration, Rapport, Chemical Engineering Faculty, Lund Institute of Technology, Suède.

MARECHAL, F. et LEYLAND, G. (2002). Optimisation de la gestion de l'hydrogène dans les processus industriels. Rapport, Laboratoire d'Énergétique Industrielle, École Polytechnique Fédérale de Lausanne, Suisse.

McCOOL, M.A. (1993). Flotation deinking. Secondary Fiber Recycling, R.J. Spangenberg, TAPPI Press, ch.15, 141-162.

MERZA, J. et HAYNES, D. (2001). Batch pulping versus drum pulping: the impact on deinking performance. 6^e forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 45-51.

MOE, S.T. et RORING, A. (2001). Theory and practice of flotation deinking. 6^e forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 55-60.

PAPALEXANDRI K.P. et PISTIKOPOULOS E. (1994). A process synthesis modelling framework based on mass/heat transfer module hyper structure, Computers and Chemical Engineering, 19S, S71-S76.

PATRICK, K. (juillet-2001). Advances in paper recycling technologies, PaperAge, O'Brien Publications, Inc.

PERLIS, A. et RANSOM, L. (2001). Global forest resources assessment 2000, FAO forestry paper, no 140, Rome, Italie.

PERRY, R.H., D.W. GREEN., et J.O. MALONEY, Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7th ed., McGraw-Hill, (1997).

Pulp & Paper International. (1995). Annual Review.

RORING, A. et HAYNES, D. (1999). What are the benefits and barriers of neutral deinking ? Akzo Noble EKA chemical inc., Bohus, Suède.

RUZINSKY, F., WANG, M.H. et BENNINGTON, C.P.J. (2003). Characterizing dispersion in newsprint deinking operations, Pulp & Paper Canada, 104, (8), 37-43.

SAINT-AMAND, F.J. (1999). Hydrodynamics of deinking flotation. Int. J. Miner. Process., 56, 277-316,

SAVU, E., SARAILH, S., MARECHAL, F. et PARIS, J. (2001). Impact de la fermeture des circuits dans un procédé de désencrage, Pulp & Paper Canada, (sous presse) et 6^e forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 155-158.

SCHULZE, H.J. (1991). The fundamentals of flotation deinking in comparison to

mineral flotation, 1^{er} forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Toronto, Canada, 161-167.

SHAFIEI, S. (2002). Optimisation de réseaux d'échanges de masse par algorithmes génétiques : application aux procédés papetiers. Thèse de doctorat, Institut National Polytechnique de Toulouse, en cotutelle avec École Polytechnique de Montréal, Canada.

SHAFIEI, S., DAVIN, A., STUART, P.R. et PARIS, J. (2003 a). From thermal pinch analysis to mass exchange networks, International Conference on Chemical Technology of Wood, Pulp & Paper, Bratislava, Slovaquie.

SHAFIEI, S., DOMENECH, S., KOTELES, R. et PARIS, J. (2003 b). System closure to an integrated newsprint mill, practical application of the genetic algorithm. Pulp & Paper Canada (soumis).

SMOOK, G.A. (1989). Overview of the pulp and paper industry from a chemical industry perspective. Journal of Chemical Technology and Biotechnology, 45, 15-27.

SMOOK, G.A. (1992). Handbook for Pulp & Paper Technologists, 2^e ed., ch.14, Angus Wilde Publications, Vancouver, Canada.

SUESS, H.U., DEL GROSSO, M. et HOPF, B. (2001). The effect of pH and different alkalization sources on brightness in flotation deinking, Rapport, Degussa Peroxyde Ltd., Morrinsville, Nouvelle Zélande.

SUESS, H.U., N. NIMMENFROH, B. HOPF, (1995). Bleaching of wastewater pulps chances and limitations, 4th Pira Wastepaper Conf.

TAKANORI, M. (1998). Optimization of paper machine wet-end neutral, PCC filled

newsprint” Proceedings TAPPI Coating/Paper Making Conference.

TAYLOR, R. et MORRISON, C. (1999). The effects of various chelating agents on FAS bleaching efficiency, for brightening of secondary fiber in a flotation deinking process, TAPPI Recycling Symposium proceedings, Atlanta, Etats-Unis, 2, 357-372.

The Paper Task Force (2002). White paper no. 3, lifecycle environmental comparison: virgin paper and recycled paper-based systems, 11-12.

VALTONEN, M. (2001). The environmental and economical impacts of different waste paper collection rates – A case study of the finnish and british pulp and paper industry. Rapport, Université de Jyväskylä, Finlande.

VISWANATHAN, J. et GROSSMANN, I.E. (1990). A combined penalty function an outer approximation method for MINLP optimization. Computer and Chemical Engineering, 14, (7), 769-782.

WALOSIK, S. (1999). Gestion de l'eau dans le procédé de désencrage : problématique et étude de cas, Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal, Canada.

WOODTLI, H., et NEHM, F. (1998). A life cycle assessment of the production of daily newspaper and weekly magazine, Rapport, Axel Springer Verlag AG, Hambourg, Allemagne.

YORDAN, J.L., KORTMEYER, J., YILDIRIM, I. et YOON, R-H.. (2001). Studies of the interactions between talc and microstickies during paper recycling , 6^e forum de recherche sur le recyclage (prétiré), Magog, Canada, 119-123.

ZHU, S., TOMBERLIN, D. et BUONGIORNO, J. (1998). Global forest products consumption, production, trade and prices: global forest products model projections to 2010, Rapport, Department of Forest Ecology and Management, University of Wisconsin, États-Unis.

Références sur Internet:

Association canadienne des produits forestiers (anciennement l'association canadienne des pâtes et papier) : www.cppa.org

<http://www.cppa.org/francais/news/public.htm>

Conseil des produit des pâtes et papier : http://www.pppc.org/en/1_0/index.html

Environmental Investigation Agency: www.eia-international.org

FAOSTAT (organisation des nations unies pour l'alimentation et l'agriculture):

<http://apps.fao.org/default.htm>

<http://apps.fao.org/page/form?collection=Forestry.Derived&Domain=Forestry&servlet=1&language=EN&hostname=apps.fao.org&version=default>

Kruger: www.kruger.com

http://www.kruger.com/Francais/company/Company_Organization_F.html

National Association of Paper Merchants: www.napm.org.uk

<http://www.napm.org.uk/paperuse.htm>

Pan American Environmental: www.panamenv.com

www.panamenv.com/dissolved-air-flotation-theory.html

ANNEXES

Annexe A. Spécifications du modèle du procédé

Tableau A.1 Classification de la provenance des spécifications

| Source | Signification |
|--------|---|
| Arb | donnée fixée arbitrairement |
| Dia | donnée provenant des diagrammes de procédé et de contrôle datant d'octobre 2000 |
| DSC | donnée du rapport du système de contrôle |
| SW | donnée provenant de l'annexe 5 du mémoire de maîtrise de Walosik (1999) |
| TL | valeur type spécifiée sur les tests de laboratoire |
| Usi | donnée obtenue verbalement des opérateurs de l'usine de recyclage |

Tableau A.2 Spécification pour la modélisation du procédé

| Caractéristiques de l'eau fraîche | Source | Valeur | Unités |
|-----------------------------------|--------|--------|--------|
| consistance | SW | 0 | % |
| matières dissoutes | SW | 93 | mg/L |
| ion Na ⁺ | SW | 10 | ppm |
| ion Ca ²⁺ | SW | 9 | ppm |
| ion Al ³⁺ | SW | 0,5 | ppm |

| Caractéristiques de l'eau blanche de machine à papier | Source | Valeur | Unités |
|---|--------|--------|--------|
| consistance | SW | 0,18 | %ODC |
| matières dissoutes | SW | 3000 | mg/l |
| ion Na ⁺ | SW | 174 | ppm |
| ion Ca ²⁺ | SW | 97 | ppm |
| ion Al ³⁺ | SW | 2 | ppm |

| Caractéristiques du papier à recycler | Source | Valeur | Unités |
|---------------------------------------|---------|--------|--------|
| humidité du papier | SW, Dia | 90 | % |

| | | | |
|----------------------|----|--------|------|
| matière dissoutes | SW | 130000 | mg/l |
| ion Na ⁺ | SW | 1220 | ppm |
| ion Ca ²⁺ | SW | 0 | ppm |
| ion Al ³⁺ | SW | 230 | ppm |

| Produits chimiques | Source | Valeur | Unités |
|---|--------|----------|-----------|
| TRITURATEUR | | | |
| silicate (SiSO ₄) | Usi | 0,26 | % (T/TSF) |
| peroxyde (H ₂ O ₂) | Usi | 0,62 à 1 | % (T/TSF) |
| Hydroxyde de sodium (NaOH) | Usi | 0,61 | % (T/TSF) |
| pH à la sortie du tritrateur à tambour | DSC | 8,5 | |
| FLOTTAISON | | | |
| surfactant (savon de graisse animale) à 0,5 % de concentration | Usi | 0,0011 | L/L alim |
| Chlorure de calcium (CaCl ₂) à 35 % massique de concentration | Dia | 0,4 | % (T/TSF) |
| CLARIFICATEUR DE PROCÉDÉ | | | |
| Polymère flocculant | Usi | 2 | ppm |
| Polymère flocculant | Usi | 10 | l/min |
| CLARIFICATEUR D'EFFLUENT | | | |
| Polymère flocculant | Usi | 3 | ppm |
| Polymère flocculant | Usi | 1,7 | l/min |
| CONDITIONNEMENT DE LA PÂTE | | | |
| Acide sulfurique (H ₂ SO ₄) | Usi | 5 | pH |

| Trituration | Source | Valeur | Unités |
|--|--------|---------|--------|
| TRITURATEUR TAMBOR | | | |
| quantité de papier au tritrateur | Dia | 524,25 | TMSF/J |
| eau de la pompe d'eau de dilution section | | | |
| trituration | Dia | 9265 | l/min |
| dilution à l'entrée du tritrateur | Dia | à 17,92 | %ODC |
| dilution aux douches du tritrateur | Dia | à 4,054 | %ODC |
| taux de rejet massique du tritrateur | Dia | 1,47% | |
| indice d'épaississement des rejets du tritrateur | Dia | 4,93 | |

CUVIERS DE VIDANGE

ratio du débit au cuvier de vidange 1 sur le débit
sortant du tritrateur

Dia 0,5

RESERVOIR ALIMENTATION CONTINUE

ratio du débit de la ligne 1 sur le débit sortant du
cuvier d'alimentation

Dia 0,472

| Ligne 1 | Source | Valeur | Unités |
|---|--------|--------|--------|
| ÉPURATEUR HAUTE DENSITÉ | | | |
| dilution du cuvier de réserve du filtre a disque no1 | SW* | à 3,8 | %ODC |
| taux de rejet massique à l'épurateur HD | SW | 0,3 | % |
| indice d'épaississement des rejet de l'épurateur HD | SW | 0,5 | |
| recirculation d'acceptés vers le cuvier d'alimentation continue | Dia | 727 | l/min |
| TAMIS A TROUS PRIMAIRE | | | |
| taux de rejets massique du tamis primaire à trous | SW | 13,1 | % |
| indice d'épaississement des rejet du tamis primaire à trous | SW | 1,48 | |
| TAMIS A TROUS SECONDAIRE | | | |
| débit de pâte au tamis secondaire à trous (dilution du filtre a disque no1) | SW* | 730 | l/min |
| taux de rejet massique du tamis secondaire à trous | SW | 8,5 | % |
| indice d'épaississement des rejets du tamis secondaire à trous | SW | 1,4 | |
| recirculation d'acceptés vers le cuvier d'alimentation continue | Dia | 208 | l/min |
| TAMIS A RAINURE PRIMAIRE | | | |
| dilution du filtre a disque no1 | SW | à 2,3 | %ODC |
| taux de rejet massique du tamis primaire à rainures | SW | 6,9 | % |
| indice d'épaississement des rejets du tamis primaire à rainures | SW | 1,04 | |
| TAMIS A RAINURE SECONDAIRE | | | |
| débit de pâte au tamis secondaire à rainures | SW* | 1000 | l/min |
| taux de rejet massique du tamis secondaire à | SW | 5 | % |

rainures

indice d'épaississement des rejets du tamis
secondaire à rainures

SW 1,4

TAMIS A RAINURE TERTIARE

débit de pâte au tamis tertiaire à rainures

Arb 200 l/min

taux de rejet massique du tamis secondaire à
rainures

Arb 5 %

indice d'épaississement des rejets du tamis
secondaire à rainures

Arb 1,4

CELLULES DE FLOTTAISON

dilution du cuvier d'eau pauvre filtre a disque no1
taux de rejet massique de la cellule de flottaison
no.1

TL à 1,3 %ODC

indice d'épaississement des rejets de la cellule de
flottaison no.1

SW 2,5 %

taux de rejet massique de la cellule de flottaison
no.2

SW 2,2

indice d'épaississement des rejets de la cellule de
flottaison no.2

SW 3,5 %

SW 4

EPURATEURS PRIMAIRES

débit de pâte du cuvier des épurateurs primaires
de la ligne 2

Dia 15,29 %

dilution du cuvier d'eau clarifiée

TL à 0,9 %ODC

taux de rejet massique des épurateurs primaires

SW 14,5 %

indice d'épaississement des rejets des épurateurs
primaires

SW 1,17

EPURATEURS SECONDAIRES

dilution du cuvier d'eau clarifiée

SW* 2860 l/min

taux de rejet massique des épurateurs secondaires

SW 6,7 %

indice d'épaississement des rejets des épurateurs
secondaires

SW 2,67

TAMIS A RAINURES FINES PRIMAIRES

taux de rejet massique des tamis primaires à
rainures fines

SW 20 %

indice d'épaississement des rejets des tamis
primaires à rainures fines

SW 1,32

TAMIS SECONDAIRE A RAINURES FINES

| | | | |
|--|-----|-------|-------|
| débit de pâte au tamis secondaire à rainures fines | SW* | 7275 | l/min |
| taux de rejet massique du tamis secondaire à rainures fines | SW | 14,8 | % |
| indice d'épaississement des rejets du tamis secondaires à rainures fines | SW | 1,07 | |
| TAMIS TERTIAIRE A RAINURES FINES | | | |
| débit de pâte au tamis tertiaire à rainures fines | SW* | 1270 | l/min |
| taux de rejet massique du tamis tertiaire à rainures fines | SW | 9 | % |
| indice d'épaississement des rejets du tamis tertiaires à rainures fines | SW | 1,21 | |
| EPURATEURS INVERSES PRIMAIRES | | | |
| taux d'accepté massique des épurateurs inverses primaires | SW | 86,5 | % |
| indice d'épaississement des acceptés des épurateurs inverses primaires | SW | 1,09 | |
| EPURATEURS INVERSES SECONDAIRES | | | |
| dilution (???) <i>aucune dilution indiquée sur le schéma général de l'écoulement</i> | Arb | 0 | l/min |
| taux d'accepté massique des épurateurs inverses secondaires | SW | 86,5 | % |
| indice d'épaississement des acceptés des épurateurs inverses secondaires | SW | 1,08 | |
| FILTRE DES RINCEURS DES LAVEURS | | | |
| débit d'eau clarifiée aux filtres des rinceurs | Arb | 4509 | l/min |
| consistance de l'eau filtrée | Arb | 0,005 | % |
| LAVEURS | | | |
| débit d'eau de lavage (du cuvier d'eau clarifiée) | SW* | 3125 | l/min |
| consistance de la pâte à la sortie des laveurs | SW | 4,23 | %ODC |
| consistance du filtrat des laveurs | SW | 0,09 | %ODC |
| LAVEUR EPAISSISSEUR A TOILE | | | |
| débit d'eau de lavage (du cuvier d'eau clarifiée) | Arb | 1339 | l/min |
| proportion du courant de pâte de la ligne 1 envoyé à l'épaississeur à toile | Arb | 30 | % |
| consistance de la pâte à la sortie du laveur | TL | 12 | %ODC |
| consistance du filtrat du laveur | TL | 0,25 | %ODC |

DRAINEURS A VIS

| | | | |
|--|----|-----|------|
| consistance de la pâte à la sortie des draineurs à vis | SW | 12 | %ODC |
| consistance du filtrat des draineurs à vis | SW | 0,5 | %ODC |

CLARIFICATEUR DE PROCEDE

| | | | |
|--|----|----|------|
| taux de rejet massique du clarificateur de procédé | SW | 83 | % |
| consistance des rejets du clarificateur de procédé | SW | 3 | %ODC |

| Ligne 2 | Source | Valeur | Unités |
|--|---------------|---------------|---------------|
| ÉPURATEURS HAUTE DENSITÉ | | | |
| dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP) | Dia | 1100 | l/min |
| taux de rejet massique | Dia | 0,05 | % |
| indice d'épaississement des rejets | Dia | 0,6 | |
| % de débit d'acceptés recirculé vers l'alimentation des épurateurs HD | Dia | 15 | % |
| TAMIS PRIMAIRE A TROUS | | | |
| dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP) | Dia | 500 | l/min |
| dilution de la pompe d'eau fraîche | Dia | 49 | l/min |
| taux de rejet massique | Dia | 17 | % |
| indice d'épaississement des rejets | Dia | 0,88 | |
| TAMIS SECONDAIRE A TROUS | | | |
| dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP) | Arb | 142 | l/min |
| taux de rejets légers massique | Dia | 4,4 | % |
| indice d'épaississement des rejets légers | Dia | 1,2 | |
| taux de rejets lourds massique | Dia | 0,3 | % |
| indice d'épaississement des rejets lourds | Dia | 2 | |
| % de débit d'acceptés recirculé vers l'alimentation des épurateurs HD | Dia | 95 | % |
| CELLULE DE MÉLANGE | | | |
| dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP) | Dia; TL | à 1,15 | %ODC |
| débit de pâte de la pompe d'alimentation de la cell.flot 1 (3714-311-1 EB) | Dia | 2667 | l/min |

| | | | |
|--|----------|--------|-------|
| consistance de l'eau des douches (3720-302-1 EAP + eau fraîche) | Dia | 0,03 | %ODC |
| CELLULES PRIMAIRES | | | |
| taux de rejet massique (sans compter l'eau des douches) | Dia | 5,79 | % |
| indice d'épaississement des rejets (sans compter l'eau des douches) | Dia | 1,27 | |
| débit d'eau aux douches des cellules | Dia | 750 | l/min |
| CELLULE SECONDAIRE | | | |
| taux de rejet massique (sans compter l'eau des douches) | Dia | 27,55 | % |
| indice d'épaississement des rejets (sans compter l'eau des douches) | Dia | 1,43 | |
| débit d'eau aux douches de la cellule | Dia | 150 | l/min |
| % de débit d'acceptés recirculé vers l'alimentation de la cellule de mélange | Dia | 15,46 | % |
| CUVIER D'ALIMENTATION | | | |
| pourcentage de pâte à la sortie allant vers les épurateurs de la ligne 2 | Dia | 15,29 | % |
| ÉPURATEURS PRIMAIRES | | | |
| taux de rejets légers massique | Dia | 4 | % |
| indice d'épaississement des rejets légers | Dia | 0,33 | |
| taux de rejets lourds massique | Dia | 20 | % |
| indice d'épaississement des rejets lourds | Dia | 2,5 | |
| dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-302-1 EAP) | Dia ; TL | à 0,82 | %ODC |
| ÉPURATEURS SECONDAIRES | | | |
| taux de rejet massique | Dia | 22 | % |
| indice d'épaississement des rejets | Dia | 2,75 | |
| dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP) | Dia | 4235 | l/min |
| ÉPURATEURS TERTIAIRES | | | |
| taux de rejet massique | Dia | 24 | % |
| indice d'épaississement des rejets | Dia | 3,42 | |
| dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP) | Dia | 1594 | l/min |

ÉPURATEURS QUATERNAIRES

| | | | |
|--|-----|------|-------|
| taux de rejet massique (sans compter la dilution) | Dia | 28 | % |
| indice d'épaississement des rejets (sans compter la dilution) | Dia | 0,84 | |
| dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-302-1 EAP) | Dia | 363 | l/min |

ÉPURATEURS INVERSES

| | | | |
|--|-----|------|-------|
| taux de rejet massique | Dia | 5 | % |
| indice d'épaississement des rejets | Dia | 0,52 | |
| dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP) | Dia | 848 | l/min |

TAMIS PRIMAIRES A RAINURES FINES

| | | | |
|---|-----|------|-------|
| taux de rejet massique | Dia | 21 | % |
| indice d'épaississement des rejets | Dia | 1,67 | |
| eau fraîche | Dia | 7,56 | l/min |
| taux de recirculation d'accepté vers le cuvier d'alimentation | Dia | 10 | % |

TAMIS SECONDAIRE A RAINURES FINES

| | | | |
|--|-----|------|-------|
| taux de rejet massique | Dia | 23 | % |
| indice d'épaississement des rejets | Dia | 1,69 | |
| dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP) | Dia | 3224 | l/min |
| eau fraîche | Dia | 3,78 | l/min |

TAMIS TERTIAIRE A RAINURES FINES

| | | | |
|--|-----|------|-------|
| taux de rejet massique | Dia | 28,2 | % |
| indice d'épaississement des rejets | Dia | 1,8 | |
| dilution de la pompe de dilution d'eau blanche alcaline (3720-965-1 EAP) | Dia | 1908 | l/min |
| eau fraîche | Dia | 3,78 | l/min |

FILTRE DES RINCEURS DU FILTRE A DISQUES 1 ET DE LA PRESSE A BANDES

| | | | |
|---|----|-------|-------|
| débit d'eau au filtre des rinceurs | SW | 3030 | l/min |
| consistance de l'eau à la sortie du filtre des rinceurs | SW | 0,005 | %ODC |

FILTRE A DISQUES 1

| | | | |
|---|-----|----|---|
| pourcentage du débit de pâte allant vers le filtre à disque 1 | Dia | 40 | % |
|---|-----|----|---|

| | | | |
|---------------------------------|-----|-------|-------|
| consistance de la pâte sortante | Dia | 8 | % |
| consistance de l'eau pauvre | Dia | 0,04 | %ODC |
| consistance de l'eau claire | Arb | 0,025 | %ODC |
| débit d'eau aux rinceurs | SW | 2400 | l/min |

FILTRE DES RINCEURS DU FILTRE A DISQUES 2

| | | | |
|---|----|-------|-------|
| débit d'eau au filtre des rinceurs | SW | 2323 | l/min |
| consistance de l'eau à la sortie du filtre des rinceurs | SW | 0,005 | %ODC |

FILTRE A DISQUES 2

| | | | |
|---------------------------------|-----|-------|-------|
| consistance de la pâte sortante | Dia | 8 | % |
| consistance de l'eau pauvre | Dia | 0,04 | %ODC |
| consistance de l'eau claire | Dia | 0,025 | %ODC |
| débit d'eau aux rinceurs | Dia | 2300 | l/min |

CUVIER D'EAU BLANCHE

| | | | |
|----------------------------------|-----|-------|-------|
| débit d'eau du cuvier de réserve | Dia | 10290 | l/min |
|----------------------------------|-----|-------|-------|

PRESSES A VIS

| | | | |
|---------------------------------|-----|-----|---|
| consistance de la pâte sortante | Arb | 0,5 | % |
| consistance de l'eau sortante | Arb | 30 | % |

PRESSE A BANDES

| | | | |
|--|-----|-------|-------|
| proportion du courant de pâte du cuvier H.C envoyé à la presse à bandes | Arb | 33,33 | % |
| dilution à la presse a bandes | SW | 600 | l/min |
| consistance de la pâte à la sortie du presse à bande | SW | 30 | %ODC |
| consistance du filtrat à la sortie du presse à bande | SW | 0,2 | %ODC |

| Stockage et conditionnement de la pâte | Source | Valeur | Unités |
|---|--------|--------|--------|
| CUVIER A HAUTE CONCENTRATION | | | |
| alimentation du filtre à disque no1 | Dia | 109 | TMSF/J |
| taux d'alimentation de la colonne à haute concentration | Arb | 0 | % |
| COLONNE HAUTE CONCENTRATION | | | |
| dilution d'eau blanche riche (de la machine à papier) | TL | à 10 | %ODC |

CUVIER DE TRANSFERT No 2

dilution d'eau blanche riche (de la machine à papier)

SW, TL à 4,4 %ODC

| Traitement des effluents | Source | Valeur | Unités |
|---|--------|--------|--------|
| TRAPPES A SABLES | | | |
| taux de rejet massique | Dia | 66,67 | % |
| indice d'épaississement des rejets | Arb | 14,13 | |
| COMPACTEURS DES REJETS SOLIDES | | | |
| taux de rejet massique | Dia | 99,43 | % |
| indice d'épaississement des rejets | Arb | 5,35 | |
| TAMIS INCLINE D'EFFLUENT | | | |
| taux de décharge des boues à la sortie de la plaque incliné | SW | 82 | % |
| consistance des boues de la plaque inclinée | SW | 4 | %ODC |
| FILTRE DES RINCEURS DE LA PRESSE A BOUES | | | |
| débit d'eau au filtre des rinceurs | Arb | 606 | l/min |
| consistance de l'eau à la sortie du filtre des rinceurs | Arb | 0,005 | %ODC |
| PRESSES DES BOUES ET EPAISSISSEUR DES BOUES | | | |
| débit d'eau aux rinceurs | Arb | 600 | l/min |
| consistance des boues | TL | 47 | %ODC |
| consistance du filtrat | SW | 0,35 | %ODC |
| CLARIFICATEUR DES EFFLUENTS | | | |
| consistance de l'eau d'alimentation au clarificateur d'effluent | TL | 0,06 | %ODC |
| consistance de l'eau à la sortie du clarificateur d'effluent | TL | 0,02 | %ODC |
| consistance des rejets du clarificateur des effluents | SW | 3 | %ODC |

Annexe B : Schéma de la simulation

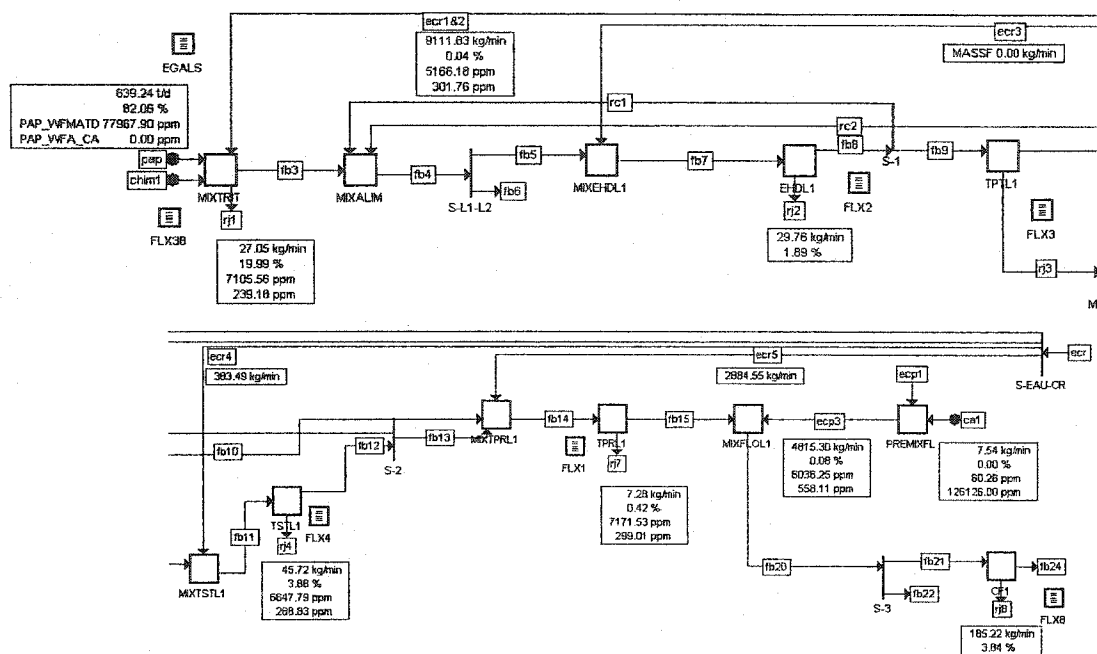


Figure B.1 Trituration et nettoyage grossier Ligne 1

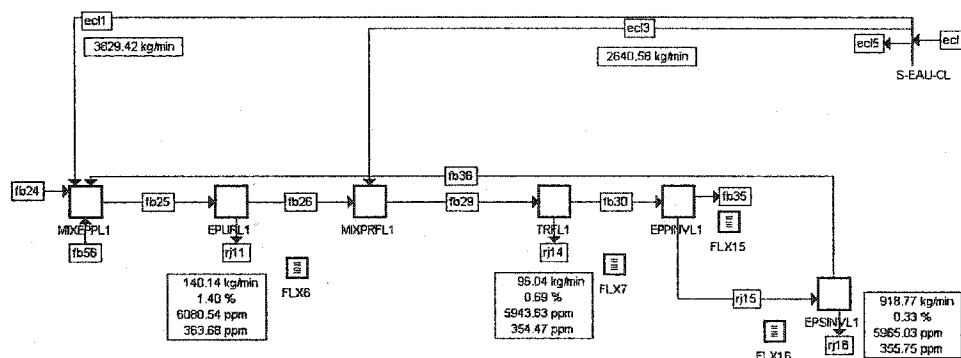


Figure B.2 Nettoyage fin Ligne 1

The diagram illustrates the process flow of a chemical plant, showing various units, streams, and storage tanks. Key units include FILT-FD1, FILT-FD2, MIX-FD1, MIX-FD2, C-E-PALIV, C-E-CLA1, C-E-CLA2, C-EAU-B, C-TRANS1, and C-TRANS2. Streams are labeled with IDs like S-10, S-13, S-14, S-15, S-8, and S-18. Storage tanks are labeled with IDs like S-10, S-13, S-14, S-15, S-8, and S-18. The diagram includes detailed data for each stream, such as flow rate (kg/min), composition (wt %), and concentration (ppm).

Figure B.6 Epaississement Ligne 2 et conditionnement de la pâte

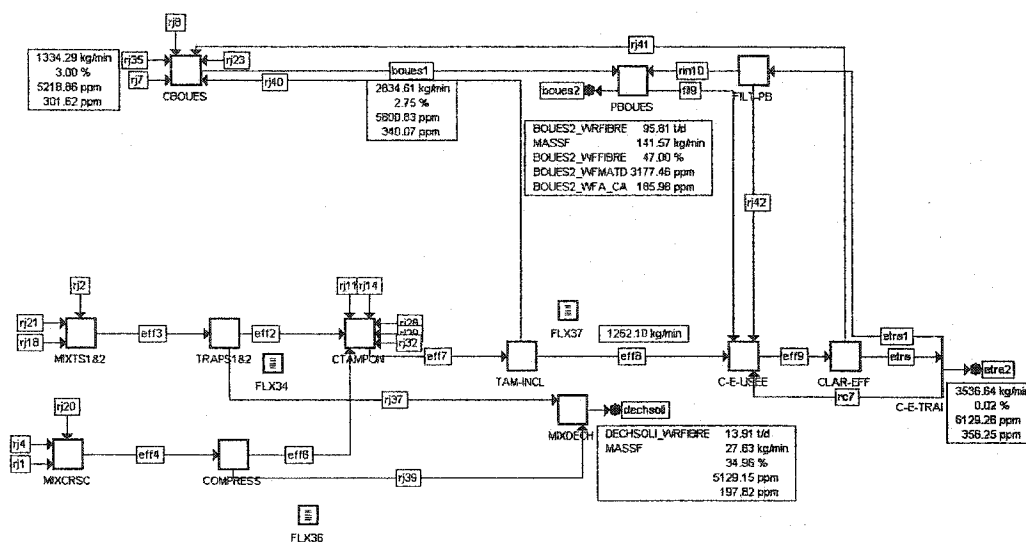


Figure B.7 Traitement secondaire des rejets

Annexe C : Résultats de la simulation

Tableau C.1 Signification des variables

| VARIABLE | SIGNIFICATION |
|----------|--|
| T | Température d'un courant |
| P | Pression d'un courant |
| DP | Perte de charge dans une unité |
| VOLF | Débit volumique d'un courant |
| MASSF | Débit massique d'un courant |
| FRAC... | Taux de partage d'un courant divisé |
| WF... | Fraction massique d'un composé dans un courant |
| WR... | Débit massique d'un composé dans un courant |
| CC... | Concentration d'un composé dans un courant |
| DENSITY | Densité d'un courant |
| VAR1 | Indice d'épaississement des rejets d'une unité |
| VAR2 | Taux de rejet massique des rejets d'une unité |

Tableau C.2 Composition des courants

| VARIABLE | SIGNIFICATION |
|----------|-----------------------|
| A_CA | Ions calcium |
| AL | Ions aluminium |
| NA | Ions sodium |
| SI | Ions silicate |
| FIBRE | Solides en suspension |
| MATD | Matières dissoutes |
| H2O | Eau |

Tableau C.3 Valeurs simulées des variables du procédé

| FLUX | VARIABLE | VALEUR | UNITE | FLUX | VARIABLE | VALEUR | UNITE |
|--------|----------|----------|-------|------|----------|----------|-------|
| BOUES1 | P | 1.4 | bar | FB58 | WFFIBRE | 0.763447 | % |
| BOUES1 | WFA_CA | 340.075 | ppm | FB58 | WRFIBRE | 3.40727 | kg/s |
| BOUES1 | WFFIBRE | 2.75435 | % | FB59 | P | 1.4 | bar |
| BOUES1 | WFMATD | 5800.83 | ppm | FB59 | T | 47.9695 | C |
| BOUES2 | CCMATD | 3.98431 | g/l | FB59 | WFAL | 15.9368 | ppm |
| BOUES2 | T | 48.1635 | C | FB59 | WFA_CA | 381.44 | ppm |
| BOUES2 | WFAL | 7.78702 | ppm | FB59 | WFFIBRE | 0.772411 | % |
| BOUES2 | WFA_CA | 185.983 | ppm | FB59 | WFH2O | 98.5154 | % |
| BOUES2 | WFFIBRE | 47 | % | FB59 | WFMATD | 6345.24 | ppm |
| BOUES2 | WFH2O | 52.6439 | % | FB59 | WFNA | 348.111 | ppm |
| BOUES2 | WFMATD | 0.317746 | % | FB59 | WFSI | 30.9032 | ppm |
| BOUES2 | WFNA | 175.086 | ppm | FB59 | WRFIBRE | 292.022 | t/d |

| | | | | | | | |
|----------|---------|----------|--------|------|---------|----------|-------|
| BOUES2 | WFSI | 14.9393 | ppm | FB5 | P | 1.4 | bar |
| BOUES2 | WRFIBRE | 95.8113 | t/d | FB5 | T | 47.0251 | C |
| C-E-TRAI | DP | 0 | bar | FB5 | VOLF | 4781.75 | l/min |
| CA1 | CCMATD | 7.25E-02 | g/l | FB5 | WRFIBRE | 269.718 | t/d |
| CA1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FB5 | WRH2O | 78.7659 | kg/s |
| CA1 | MASSF | 7.53803 | kg/min | FB68 | P | 1.4 | bar |
| CA1 | P | 1.4 | bar | FB68 | WFFIBRE | 0.649295 | % |
| CA1 | T | 50 | C | FB68 | WRFIBRE | 294.883 | t/d |
| CA1 | VOLF | 7.10488 | l/min | FB6 | P | 1.4 | bar |
| CA1 | WFAL | 0.5 | ppm | FB6 | T | 47.0251 | C |
| CA1 | WFA_CA | 126126 | ppm | FB6 | VOLF | 5349.12 | l/min |
| CA1 | WFFIBRE | 0 | % | FB6 | WFAL | 22.3587 | ppm |
| CA1 | WFH2O | 87.3703 | % | FB6 | WFA_CA | 287.672 | ppm |
| CA1 | WFMATD | 60.277 | ppm | FB6 | WFFIBRE | 3.77669 | % |
| CA1 | WFNA | 10 | ppm | FB6 | WFH2O | 0.952915 | - |
| CA1 | WFSI | 0 | ppm | FB6 | WFMATD | 8503.01 | ppm |
| CA1 | WRA_CA | 1.37016 | t/d | FB6 | WFNA | 461.119 | ppm |
| CA1 | WRH2O | 0.109767 | kg/s | FB6 | WFSI | 44.42 | ppm |
| CA2 | CCMATD | 7.25E-02 | g/l | FB6 | WRFIBRE | 301.72 | t/d |
| CA2 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FB6 | WRH2O | 88.1117 | kg/s |
| CA2 | MASSF | 10.3903 | kg/min | FB74 | CCMATD | 6.62543 | g/l |
| CA2 | P | 1.4 | bar | FB74 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| CA2 | T | 50 | C | FB74 | P | 1.4 | bar |
| CA2 | VOLF | 9.79339 | l/min | FB74 | T | 48.0053 | C |
| CA2 | WFAL | 0.5 | ppm | FB74 | VOLF | 30291.6 | l/min |
| CA2 | WFA_CA | 126126 | ppm | FB74 | WFAL | 15.6953 | ppm |
| CA2 | WFFIBRE | 0 | % | FB74 | WFA_CA | 376.031 | ppm |
| CA2 | WFH2O | 87.373 | % | FB74 | WFFIBRE | 0.644398 | % |
| CA2 | WFMATD | 60.2769 | ppm | FB74 | WFNA | 343.937 | ppm |
| CA2 | WFNA | 10 | ppm | FB74 | WFSI | 30.3928 | ppm |
| CA2 | WFSI | 0 | ppm | FB75 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| CA2 | WRA_CA | 1.8882 | t/d | FB75 | VOLF | 12116.6 | l/min |
| CA2 | WRH2O | 9.07834 | kg/min | FB76 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| CHIM1 | CCMATD | 7.25E-02 | g/l | FB76 | VOLF | 18174.9 | l/min |
| CHIM1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FB77 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| CHIM1 | MASSF | 10.2084 | kg/min | FB77 | T | 48.0828 | C |
| CHIM1 | P | 1.4 | bar | FB77 | VOLF | 714.051 | l/min |
| CHIM1 | T | 50 | C | FB77 | WFAL | 13.7022 | ppm |
| CHIM1 | VOLF | 10 | l/min | FB77 | WFA_CA | 328.89 | ppm |
| CHIM1 | WFAL | 0 | ppm | FB77 | WFFIBRE | 10 | % |
| CHIM1 | WFA_CA | 0 | ppm | FB77 | WFH2O | 89.3832 | % |
| CHIM1 | WFFIBRE | 0 | % | FB77 | WFNA | 302.143 | ppm |
| CHIM1 | WFH2O | 85.3849 | % | FB77 | WFSI | 26.4568 | ppm |
| CHIM1 | WFMATD | 58.9014 | ppm | FB77 | WRFIBRE | 108.667 | t/d |
| CHIM1 | WFNA | 125148 | ppm | FB78 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| CHIM1 | WFSI | 20944.2 | ppm | FB78 | T | 48.0053 | C |
| CHIM1 | WRNA | 1.83968 | t/d | FB78 | VOLF | 1074.32 | l/min |
| CHIM1 | WRSI | 0.307882 | t/d | FB78 | WFAL | 14.2174 | ppm |
| CLA1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FB78 | WFA_CA | 340.623 | ppm |
| CLA1 | DENSITY | 1021.26 | kg/m3 | FB78 | WFFIBRE | 10 | % |
| CLA1 | MASSF | 7047.63 | kg/min | FB78 | WFH2O | 89.3631 | % |
| CLA1 | T | 48.0828 | C | FB78 | WFNA | 311.551 | ppm |
| CLA1 | VOLF | 6900.95 | l/min | FB78 | WFSI | 27.5309 | ppm |
| CLA1 | WFAL | 15.2208 | ppm | FB7 | WFFIBRE | 3.77669 | % |
| CLA1 | WFA_CA | 365.342 | ppm | FB7 | WRFIBRE | 269.718 | t/d |
| CLA1 | WFFIBRE | 2.50E-02 | % | FB81 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |

| | | | | | | | |
|-----------|---------|----------|--------|------|---------|----------|--------|
| CLA1 | WFH2O | 99.2898 | % | FB81 | VOLF | 2837.57 | l/min |
| CLA1 | WFMATD | 6106.14 | ppm | FB81 | WFFIBRE | 10 | % |
| CLA1 | WFNA | 335.63 | ppm | FB84 | T | 48.2875 | C |
| CLA1 | WFSI | 29.3891 | ppm | FB84 | VOLF | 490.31 | l/min |
| CLA1 | WRH2O | 116.626 | kg/s | FB84 | WFAL | 9.56324 | ppm |
| CLA2 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FB84 | WFA_CA | 231.961 | ppm |
| CLA2 | MASSF | 9908.06 | kg/min | FB84 | WFFIBRE | 30 | % |
| CLA2 | T | 48.0053 | C | FB84 | WFH2O | 69.558 | % |
| CLA2 | VOLF | 9699.84 | l/min | FB84 | WFNA | 217.793 | ppm |
| CLA2 | WFAL | 15.7931 | ppm | FB84 | WFSI | 18.2333 | ppm |
| CLA2 | WFA_CA | 378.375 | ppm | FB86 | CCMATD | 4.84715 | g/l |
| CLA2 | WFFIBRE | 2.50E-02 | % | FB86 | P | 1.4 | bar |
| CLA2 | WFH2O | 99.2675 | % | FB86 | WFAL | 10.7565 | ppm |
| CLA2 | WFMATD | 6304.39 | ppm | FB86 | WFA_CA | 263.007 | ppm |
| CLA2 | WFNA | 346.081 | ppm | FB86 | WFFIBRE | 4.4 | % |
| CLA2 | WFSI | 30.5823 | ppm | FB86 | WFMATD | 4529.86 | ppm |
| CLA2 | WRH2O | 163.925 | kg/s | FB86 | WFNA | 251.986 | ppm |
| CLA3 | P | 1.4 | bar | FB86 | WFSI | 20.1752 | ppm |
| CLA3 | T | 48.4743 | C | FB86 | WRFIBRE | 241.882 | t/d |
| CLA3 | WRH2O | 360.562 | kg/s | FB87 | P | 1.4 | bar |
| CLA4 | P | 1.4 | bar | FB89 | WFA_CA | 309.383 | ppm |
| CLA4 | T | 48.0047 | C | FB89 | WFFIBRE | 10 | % |
| CLA5 | WFFIBRE | 2.72E-02 | % | FB89 | WFMATD | 5252.88 | ppm |
| CLA7 | CCMATD | 5.38639 | g/l | FB89 | WRFIBRE | 182.178 | t/d |
| CLA7 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FB8 | T | 47.0251 | C |
| CLA7 | MASSF | 3091.19 | kg/min | FB8 | WFAL | 22.3561 | ppm |
| CLA7 | P | 1.4 | bar | FB8 | WFA_CA | 287.638 | ppm |
| CLA7 | T | 48.4743 | C | FB8 | WFH2O | 95.2802 | % |
| CLA7 | VOLF | 3030 | l/min | FB8 | WFNA | 461.064 | ppm |
| CLA7 | WFAL | 12.3399 | ppm | FB8 | WFSI | 44.4148 | ppm |
| CLA7 | WFA_CA | 299.729 | ppm | FB9 | WFFIBRE | 3.78809 | % |
| CLA7 | WFFIBRE | 2.72E-02 | % | FB9 | WRFIBRE | 227.776 | t/d |
| CLA7 | WFMATD | 5108.15 | ppm | FD1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| CLA7 | WFNA | 283.019 | ppm | FD1 | VOLF | 3030 | l/min |
| CLA7 | WFSI | 23.3831 | ppm | FD2 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| CLA8 | CCMATD | 6.65279 | g/l | FD2 | VOLF | 2323 | l/min |
| CLA8 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FIL1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| CLA8 | MASSF | 2372.87 | kg/min | FIL1 | MASSF | 13478.6 | kg/min |
| CLA8 | P | 1.4 | bar | FIL1 | T | 48.238 | C |
| CLA8 | T | 48.0047 | C | FIL1 | VOLF | 13200.6 | l/min |
| CLA8 | VOLF | 2323 | l/min | FIL1 | WFAL | 14.0609 | ppm |
| CLA8 | WFAL | 15.7931 | ppm | FIL1 | WFA_CA | 338.438 | ppm |
| CLA8 | WFA_CA | 378.375 | ppm | FIL1 | WFFIBRE | 9.00E-02 | % |
| CLA8 | WFFIBRE | 2.50E-02 | % | FIL1 | WFH2O | 99.2704 | % |
| CLA8 | WFMATD | 6304.39 | ppm | FIL1 | WFMATD | 5701.76 | ppm |
| CLA8 | WFNA | 346.081 | ppm | FIL1 | WFNA | 314.288 | ppm |
| CLA8 | WFSI | 30.5823 | ppm | FIL1 | WFSI | 26.9753 | ppm |
| DECHSOL I | CCMATD | 6.14031 | g/l | FIL2 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| DECHSOL I | WFAL | 13.2931 | ppm | FIL2 | MASSF | 6458.15 | kg/min |
| DECHSOL I | WFA_CA | 197.817 | ppm | FIL2 | T | 48.238 | C |
| DECHSOL I | WFFIBRE | 34.957 | % | FIL2 | VOLF | 6321.57 | l/min |
| DECHSOL I | WFH2O | 64.4784 | % | FIL2 | WFAL | 14.0384 | ppm |

| | | | | | | | |
|----------|---------|----------|--------|------|---------|----------|--------|
| I | | | | | | | |
| DECHSOL | WFMATD | 5129.15 | ppm | FIL2 | WFA_CA | 337.896 | ppm |
| I | | | | | | | |
| DECHSOL | WFNA | 279.186 | ppm | FIL2 | WFFIBRE | 0.25 | % |
| I | | | | | | | |
| DECHSOL | WFSI | 26.2139 | ppm | FIL2 | WFH2O | 99.1115 | % |
| I | | | | | | | |
| DECHSOL | WRFIBRE | 13.9067 | t/d | FIL2 | WFMATD | 5692.63 | ppm |
| I | | | | | | | |
| EAU_FR-1 | DP | 0 | bar | FIL2 | WFNA | 313.785 | ppm |
| EBL11 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FIL2 | WFSI | 26.9321 | ppm |
| EBL11 | MASSF | 5284.22 | kg/min | FIL2 | WRH2O | 106.679 | kg/s |
| EBL11 | T | 48.1777 | C | FIL3 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| EBL11 | VOLF | 5175.26 | l/min | FIL3 | MASSF | 1437.5 | kg/min |
| EBL1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FIL3 | T | 48.238 | C |
| EBL1 | MASSF | 1123.16 | kg/min | FIL3 | VOLF | 1405.91 | l/min |
| EBL1 | P | 140 | kPa | FIL3 | WFAL | 14.0032 | ppm |
| EBL1 | T | 48.1777 | C | FIL3 | WFA_CA | 337.049 | ppm |
| EBL1 | VOLF | 1100 | l/min | FIL3 | WFFIBRE | 0.5 | % |
| EBL2 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FIL3 | WFH2O | 98.8631 | % |
| EBL2 | MASSF | 510.527 | kg/min | FIL3 | WFMATD | 5678.36 | ppm |
| EBL2 | T | 48.1777 | C | FIL3 | WFNA | 312.998 | ppm |
| EBL2 | VOLF | 500 | l/min | FIL3 | WFSI | 26.8646 | ppm |
| EBL3 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FIL6 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| EBL3 | MASSF | 0.992963 | kg/min | FIL6 | MASSF | 1788.03 | kg/min |
| EBL3 | T | 48.1771 | C | FIL6 | P | 1.4 | bar |
| EBL3 | VOLF | 0.972489 | l/min | FIL6 | T | 48.2875 | C |
| EBL4B | DENSITY | 0.98907 | D25/4 | FIL6 | VOLF | 1749.8 | l/min |
| EBL4B | MASSF | 11849.9 | kg/min | FIL6 | WFAL | 13.614 | ppm |
| EBL4B | T | 48.1792 | C | FIL6 | WFA_CA | 330.213 | ppm |
| EBL4B | VOLF | 11605.2 | l/min | FIL6 | WFFIBRE | 0.35 | % |
| EBL4B | WFA_CA | 460.466 | ppm | FIL6 | WFMATD | 5611.92 | ppm |
| EBL4B | WFFIBRE | 3.76E-02 | % | FIL6 | WFNA | 310.044 | ppm |
| EBL4B | WFMATD | 5879.46 | ppm | FIL6 | WFSI | 25.9564 | ppm |
| EBL4 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FIL6 | WRH2O | 29.5088 | kg/s |
| EBL4 | MASSF | 11839.5 | kg/min | FIL7 | P | 1.4 | bar |
| EBL4 | T | 48.1777 | C | FIL7 | T | 48.2875 | C |
| EBL4 | VOLF | 11595.4 | l/min | FIL7 | WFAL | 13.614 | ppm |
| EBL4 | WFFIBRE | 3.76E-02 | % | FIL7 | WFA_CA | 330.213 | ppm |
| EBL5 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FIL7 | WFFIBRE | 0.35 | % |
| EBL5 | MASSF | 732.364 | kg/min | FIL7 | WFNA | 310.044 | ppm |
| EBL5 | T | 48.1771 | C | FIL7 | WFSI | 25.9564 | ppm |
| EBL5 | VOLF | 717.263 | l/min | FIL7 | WRH2O | 14.7544 | kg/s |
| EBL6 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FIL8 | P | 1.4 | bar |
| EBL6 | MASSF | 8168.94 | kg/min | FIL9 | CCAL | 1.55E-02 | g/l |
| EBL6 | T | 48.1777 | C | FIL9 | CCA_CA | 0.369339 | g/l |
| EBL6 | VOLF | 8000.5 | l/min | FIL9 | CCFIBRE | 3.69674 | g/l |
| EBL_0 | CCMATD | 6.20838 | g/l | FIL9 | CCH2O | 1045.44 | g/l |
| EBL_0 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FIL9 | CCMATD | 6.31004 | g/l |
| EBL_0 | P | 1.4 | bar | FIL9 | CCNA | 0.347699 | g/l |
| EBL_0 | T | 48.1771 | C | FIL9 | CCSI | 2.97E-02 | g/l |
| EBL_0 | VOLF | 27089.4 | l/min | FIL9 | T | 48.1635 | C |
| EBL_0 | WFAL | 14.5349 | ppm | FIL9 | WFAL | 14.6411 | ppm |
| EBL_0 | WFA_CA | 350.118 | ppm | FIL9 | WFA_CA | 349.683 | ppm |
| EBL_0 | WFFIBRE | 3.76E-02 | % | FIL9 | WFFIBRE | 0.35 | % |
| EBL_0 | WFMATD | 5884.57 | ppm | FIL9 | WFH2O | 98.9804 | % |

| | | | | | | | |
|--------|---------|----------|--------|-------|---------|----------|-------|
| EBL_0 | WFNA | 324.075 | ppm | FIL9 | WFMATD | 0.597422 | % |
| EBL_0 | WFSI | 27.937 | ppm | FIL9 | WFNA | 329.194 | ppm |
| EBL | CCMATD | 6.20838 | g/l | FIL9 | WFSI | 28.0887 | ppm |
| EBL | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FLX15 | VAR1 | 1.09 | - |
| EBL | P | 1.4 | bar | FLX15 | VAR2 | 0.865 | - |
| EBL | T | 48.1771 | C | FLX16 | VAR1 | 1.08 | - |
| EBL | VOLF | 27089.4 | l/min | FLX16 | VAR2 | 0.865 | - |
| EBL | WFAL | 14.5349 | ppm | FLX17 | VAR1 | 0.6 | - |
| EBL | WFA_CA | 350.118 | ppm | FLX17 | VAR2 | 5.00E-04 | - |
| EBL | WFFIBRE | 3.76E-02 | % | FLX18 | VAR1 | 0.880011 | - |
| EBL | WFMATD | 5884.57 | ppm | FLX18 | VAR2 | 0.17 | - |
| EBL | WFNA | 324.075 | ppm | FLX19 | VAR1 | 1.2 | - |
| EBL | WFSI | 27.937 | ppm | FLX19 | VAR2 | 4.40E-02 | - |
| ECL000 | CCMATD | 5.67253 | g/l | FLX1 | VAR1 | 0.196373 | - |
| ECL000 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FLX1 | VAR2 | 1.99E-04 | - |
| ECL000 | VOLF | 24452.4 | l/min | FLX2 | VAR1 | 0.5 | - |
| ECL000 | WFAL | 12.6763 | ppm | FLX2 | VAR2 | 3.00E-03 | - |
| ECL000 | WFA_CA | 310.848 | ppm | FLX32 | VAR1 | 0.83 | - |
| ECL000 | WFFIBRE | 3.29E-02 | % | FLX34 | VAR1 | 14.13 | - |
| ECL000 | WFH2O | 99.3647 | % | FLX34 | VAR2 | 0.6667 | - |
| ECL000 | WFMATD | 5378.5 | ppm | FLX36 | VAR1 | 5.35 | - |
| ECL000 | WFNA | 298.48 | ppm | FLX36 | VAR2 | 0.9943 | - |
| ECL000 | WFSI | 23.871 | ppm | FLX37 | VAR1 | 0.82 | - |
| ECL00 | CCMATD | 4.88097 | g/l | FLX38 | VAR1 | 5.87E-02 | % |
| ECL00 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FLX38 | VAR2 | 0.35075 | % |
| ECL00 | T | 48.6618 | C | FLX39 | VAR1 | 2 | - |
| ECL00 | VOLF | 28484.3 | l/min | FLX39 | VAR2 | 3.00E-03 | - |
| ECL00 | WFAL | 10.9603 | ppm | FLX3 | VAR1 | 1.48 | - |
| ECL00 | WFA_CA | 268.308 | ppm | FLX3 | VAR2 | 0.131 | - |
| ECL00 | WFFIBRE | 2.82E-02 | % | FLX41 | VAR1 | 2.4817 | - |
| ECL00 | WFH2O | 99.453 | % | FLX41 | VAR2 | 5.32E-03 | - |
| ECL00 | WFMATD | 4630.23 | ppm | FLX4 | VAR1 | 1.4 | - |
| ECL00 | WFNA | 257.825 | ppm | FLX4 | VAR2 | 8.50E-02 | - |
| ECL00 | WFSI | 20.5068 | ppm | FLX5 | VAR1 | 1.3281 | - |
| ECL0 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FLX5 | VAR2 | 4.23E-02 | - |
| ECL0 | P | 1.4 | bar | FLX6 | VAR1 | 1.6409 | - |
| ECL0 | VOLF | 10854 | l/min | FLX6 | VAR2 | 1.15E-02 | - |
| ECL1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FLX7 | VAR1 | 0.918574 | - |
| ECL1 | MASSF | 3829.4 | kg/min | FLX7 | VAR2 | 3.93E-03 | - |
| ECL1 | T | 48.6623 | C | FLX8 | VAR1 | 2.95415 | - |
| ECL1 | VOLF | 3755.46 | l/min | FLX8 | VAR2 | 5.91E-02 | - |
| ECL1 | WFMATD | 4630.23 | ppm | FLX9 | VAR1 | 1.3992 | - |
| ECL3 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | FLX9 | VAR2 | 2.43E-02 | - |
| ECL3 | MASSF | 2640.57 | kg/min | PAP | CCMATD | 127.736 | g/l |
| ECL3 | T | 48.6623 | C | PAP | CCAL | 0.359125 | g/l |
| ECL3 | VOLF | 2589.58 | l/min | PAP | CCNA | 1.90493 | g/l |
| ECL3 | WFA_CA | 268.308 | ppm | PAP | DENSITY | 0.98907 | D25/4 |
| ECL3 | WFMATD | 4630.23 | ppm | PAP | P | 1.4 | bar |
| ECL5 | CCMATD | 4.88097 | g/l | PAP | T | 15 | C |
| ECL5 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | PAP | VOLF | 284.303 | l/min |
| ECL5 | MASSF | 4597.78 | kg/min | PAP | WFAL | 230 | ppm |
| ECL5 | P | 1.4 | bar | PAP | WFA_CA | 0 | ppm |
| ECL5 | T | 48.6623 | C | PAP | WFFIBRE | 82.0574 | % |
| ECL5 | VOLF | 4509 | l/min | PAP | WFH2O | 10 | % |
| ECL5 | WFAL | 10.9603 | ppm | PAP | WFMATD | 77967.9 | ppm |
| ECL5 | WFA_CA | 268.308 | ppm | PAP | WFNA | 1220 | ppm |

| | | | | | | | |
|------|---------|----------|--------|-------|---------|----------|--------|
| ECL5 | WFFIBRE | 2.82E-02 | % | PAP | WFSI | 0 | ppm |
| ECL5 | WFMATD | 4630.23 | ppm | PAP | WRFIBRE | 524.5 | t/d |
| ECL5 | WFNA | 257.825 | ppm | PAP | WRH2O | 63.9236 | t/d |
| ECL5 | WFSI | 20.5068 | ppm | PAP | WRMATD | 49.836 | t/d |
| ECL6 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | PAU1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| ECL6 | VOLF | 14432.5 | l/min | PAU1 | MASSF | 7048.69 | kg/min |
| ECL7 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | PAU1 | P | 1.4 | bar |
| ECL7 | MASSF | 3260.74 | kg/min | PAU1 | T | 48.0828 | C |
| ECL7 | VOLF | 3197.77 | l/min | PAU1 | VOLF | 6901.64 | l/min |
| ECL | CCMATD | 4.88097 | g/l | PAU1 | WFAL | 15.2185 | ppm |
| ECL | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | PAU1 | WFA_CA | 365.287 | ppm |
| ECL | P | 1.4 | bar | PAU1 | WFFIBRE | 4.00E-02 | % |
| ECL | T | 48.6618 | C | PAU1 | WFH2O | 99.2749 | % |
| ECL | VOLF | 10854 | l/min | PAU1 | WFMATD | 6105.22 | ppm |
| ECL | WFAL | 10.9603 | ppm | PAU1 | WFNA | 335.58 | ppm |
| ECL | WFA_CA | 268.308 | ppm | PAU1 | WFSI | 29.3847 | ppm |
| ECL | WFFIBRE | 2.82E-02 | % | PAU1 | WRH2O | 116.626 | kg/s |
| ECL | WFH2O | 99.453 | % | PAU2 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| ECL | WFMATD | 4630.23 | ppm | PAU2 | MASSF | 9909.55 | kg/min |
| ECL | WFNA | 257.825 | ppm | PAU2 | T | 48.0053 | C |
| ECL | WFSI | 20.5068 | ppm | PAU2 | VOLF | 9700.8 | l/min |
| ECP1 | CCMATD | 6.37995 | g/l | PAU2 | WFAL | 15.7907 | ppm |
| ECP1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | PAU2 | WFA_CA | 378.319 | ppm |
| ECP1 | MASSF | 80.1292 | kg/s | PAU2 | WFFIBRE | 4.00E-02 | % |
| ECP1 | P | 1.4 | bar | PAU2 | WFH2O | 99.2526 | % |
| ECP1 | T | 48.1067 | C | PAU2 | WFMATD | 6303.44 | ppm |
| ECP1 | VOLF | 4707.05 | l/min | PAU2 | WFNA | 346.029 | ppm |
| ECP1 | WFAL | 15.0264 | ppm | PAU2 | WFSI | 30.5777 | ppm |
| ECP1 | WFA_CA | 361.075 | ppm | PAU2 | WRH2O | 163.925 | kg/s |
| ECP1 | WFFIBRE | 8.32E-02 | % | RC1 | CCMATD | 9.10085 | g/l |
| ECP1 | WFH2O | 99.2385 | % | RC1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| ECP1 | WFMATD | 6045.62 | ppm | RC1 | P | 1.4 | bar |
| ECP1 | WFNA | 332.489 | ppm | RC1 | T | 47.0251 | C |
| ECP1 | WFSI | 28.9751 | ppm | RC1 | VOLF | 727 | l/min |
| ECP1 | WRH2O | 79.519 | kg/s | RC1 | WFAL | 22.3561 | ppm |
| ECP3 | CCMATD | 6.37042 | g/l | RC1 | WFA_CA | 287.638 | ppm |
| ECP3 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RC1 | WFFIBRE | 3.78809 | % |
| ECP3 | MASSF | 80.2548 | kg/s | RC1 | WFNA | 461.064 | ppm |
| ECP3 | P | 1.4 | bar | RC1 | WFSI | 44.4148 | ppm |
| ECP3 | T | 48.1094 | C | RC2 | CCMATD | 7.16849 | g/l |
| ECP3 | VOLF | 4714.16 | l/min | RC2 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| ECP3 | WFAL | 15.0037 | ppm | RC2 | P | 1.4 | bar |
| ECP3 | WFA_CA | 558.109 | ppm | RC2 | T | 47.7634 | C |
| ECP3 | WFFIBRE | 8.31E-02 | % | RC2 | VOLF | 208 | l/min |
| ECP3 | WFH2O | 99.2199 | % | RC2 | WFAL | 17.0819 | ppm |
| ECP3 | WFMATD | 6036.25 | ppm | RC2 | WFA_CA | 292.375 | ppm |
| ECP3 | WFNA | 331.985 | ppm | RC2 | WFFIBRE | 2.70019 | % |
| ECP3 | WFSI | 28.9298 | ppm | RC2 | WFNA | 368.127 | ppm |
| ECP3 | WRH2O | 79.6287 | kg/s | RC2 | WFSI | 33.3307 | ppm |
| ECP | CCMATD | 6.37995 | g/l | RC8 | P | 140 | kPa |
| ECP | P | 1.4 | bar | RIN10 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| ECP | T | 48.1067 | C | RIN10 | MASSF | 612.708 | kg/min |
| ECP | WFAL | 15.0264 | ppm | RIN10 | T | 48.1003 | C |
| ECP | WFA_CA | 361.075 | ppm | RIN10 | VOLF | 600 | l/min |
| ECP | WFNA | 332.489 | ppm | RIN10 | WFAL | 15.1434 | ppm |
| ECP | WFSI | 28.9751 | ppm | RIN10 | WFA_CA | 356.306 | ppm |

| | | | | | | | |
|--------|---------|----------|--------|-------|---------|----------|--------|
| ECR00 | CCMATD | 5.44801 | g/l | RIN10 | WFFIBRE | 5.00E-03 | % |
| ECR00 | P | 1.4 | bar | RIN10 | WFH2O | 99.3082 | % |
| ECR00 | T | 48.4724 | C | RIN10 | WFMATD | 0.613018 | % |
| ECR00 | WFAL | 12.3813 | ppm | RIN10 | WFNA | 337.299 | ppm |
| ECR00 | WFA_CA | 301.757 | ppm | RIN10 | WFSI | 29.1569 | ppm |
| ECR00 | WFFIBRE | 4.00E-02 | % | RIN1 | CCMATD | 4.88172 | g/l |
| ECR00 | WFH2O | 99.381 | % | RIN1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| ECR00 | WFMATD | 5166.18 | ppm | RIN1 | MASSF | 4551.53 | kg/min |
| ECR00 | WFNA | 286.421 | ppm | RIN1 | T | 48.6623 | C |
| ECR00 | WFSI | 23.4088 | ppm | RIN1 | VOLF | 4464 | l/min |
| ECR0 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RIN1 | WFAL | 10.9628 | ppm |
| ECR0 | VOLF | 12133.7 | l/min | RIN1 | WFA_CA | 268.371 | ppm |
| ECR0 | WFA_CA | 301.757 | ppm | RIN1 | WFFIBRE | 5.00E-03 | % |
| ECR0 | WFFIBRE | 4.00E-02 | % | RIN1 | WFH2O | 99.4761 | % |
| ECR0 | WFMATD | 5166.18 | ppm | RIN1 | WFMATD | 4631.3 | ppm |
| ECR1&2 | CCMATD | 5.44801 | g/l | RIN1 | WFNA | 257.885 | ppm |
| ECR1&2 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RIN1 | WFSI | 20.5116 | ppm |
| ECR1&2 | MASSF | 9111.78 | kg/min | RIN1 | WRH2O | 4527.69 | kg/min |
| ECR1&2 | P | 1.4 | bar | RIN3 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| ECR1&2 | T | 48.4724 | C | RIN3 | MASSF | 917.882 | kg/min |
| ECR1&2 | VOLF | 8930.66 | l/min | RIN3 | T | 48.5476 | C |
| ECR1&2 | WFAL | 12.3813 | ppm | RIN3 | VOLF | 900 | l/min |
| ECR1&2 | WFA_CA | 301.757 | ppm | RIN3 | WFAL | 11.6982 | ppm |
| ECR1&2 | WFFIBRE | 4.00E-02 | % | RIN3 | WFA_CA | 281.173 | ppm |
| ECR1&2 | WFMATD | 5166.18 | ppm | RIN3 | WFFIBRE | 3.00E-02 | % |
| ECR1&2 | WFNA | 286.421 | ppm | RIN3 | WFH2O | 99.4415 | % |
| ECR1&2 | WFSI | 23.4088 | ppm | RIN3 | WFNA | 260.595 | ppm |
| ECR1&2 | WRH2O | 150.923 | kg/s | RIN3 | WFSI | 22.2905 | ppm |
| ECR3 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RIN3 | WRH2O | 15.2126 | kg/s |
| ECR3 | MASSF | 1.00E-08 | kg/min | RIN6 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| ECR3 | T | 48.4724 | C | RIN6 | MASSF | 3060.36 | kg/min |
| ECR3 | VOLF | 2.21E-08 | l/min | RIN6 | P | 1.4 | bar |
| ECR3 | WFMATD | 5166.18 | ppm | RIN6 | T | 48.4748 | C |
| ECR4 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RIN6 | VOLF | 3000 | l/min |
| ECR4 | MASSF | 383.492 | kg/min | RIN6 | WFAL | 12.3427 | ppm |
| ECR4 | T | 48.4724 | C | RIN6 | WFA_CA | 299.796 | ppm |
| ECR4 | VOLF | 375.869 | l/min | RIN6 | WFFIBRE | 5.00E-03 | % |
| ECR4 | WFMATD | 5.17E-03 | - | RIN6 | WFH2O | 99.4222 | % |
| ECR5 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RIN6 | WFMATD | 5109.29 | ppm |
| ECR5 | MASSF | 2884.55 | kg/min | RIN6 | WFNA | 283.082 | ppm |
| ECR5 | T | 48.4729 | C | RIN6 | WFSI | 23.3883 | ppm |
| ECR5 | VOLF | 2827.21 | l/min | RIN7 | CCMATD | 6.65368 | g/l |
| ECR5 | WFMATD | 5166.18 | ppm | RIN7 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| ECR8 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RIN7 | P | 1.4 | bar |
| ECR8 | T | 48.4724 | C | RIN7 | T | 48.0053 | C |
| ECR8 | VOLF | 9988.75 | l/min | RIN7 | VOLF | 2300 | l/min |
| ECR | CCMATD | 5.44801 | g/l | RIN7 | WFAL | 15.7963 | ppm |
| ECR | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RIN7 | WFA_CA | 378.451 | ppm |
| ECR | P | 1.4 | bar | RIN7 | WFFIBRE | 5.00E-03 | % |
| ECR | T | 48.4724 | C | RIN7 | WFH2O | 99.2873 | % |
| ECR | VOLF | 12133.7 | l/min | RIN7 | WFMATD | 6305.65 | ppm |
| ECR | WFAL | 12.3813 | ppm | RIN7 | WFNA | 346.15 | ppm |
| ECR | WFA_CA | 301.757 | ppm | RIN7 | WFSI | 30.5884 | ppm |
| ECR | WFFIBRE | 4.00E-02 | % | RIN8 | CCMATD | 5.38718 | g/l |
| ECR | WFH2O | 99.381 | % | RIN8 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| ECR | WFNA | 286.421 | ppm | RIN8 | P | 1.4 | bar |

| | | | | | | | |
|--------|---------|----------|--------|------|---------|----------|--------|
| ECR | WFSI | 23.4088 | ppm | RIN8 | T | 48.4748 | C |
| ECR | WRH2O | 205.053 | kg/s | RIN8 | VOLF | 2400 | l/min |
| EFF2 | T | 47.0862 | C | RIN8 | WFAL | 12.3427 | ppm |
| EFF2 | WFAL | 22.5995 | ppm | RIN8 | WFA_CA | 299.796 | ppm |
| EFF2 | WFA_CA | 299.239 | ppm | RIN8 | WFFIBRE | 5.00E-03 | % |
| EFF2 | WFH2O | 98.3283 | % | RIN8 | WFNA | 283.082 | ppm |
| EFF2 | WFMATD | 0.861299 | % | RIN8 | WFSI | 23.3883 | ppm |
| EFF2 | WFNA | 467.345 | ppm | RIN9 | CCMATD | 5.38718 | g/l |
| EFF2 | WFSI | 44.8487 | ppm | RIN9 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| EFF3 | WFFIBRE | 2.07819 | % | RIN9 | MASSF | 612.072 | kg/min |
| EFF3 | WRFIBRE | 1.21442 | t/d | RIN9 | P | 1.4 | bar |
| EFF4 | WFFIBRE | 6.61186 | % | RIN9 | T | 48.4743 | C |
| EFF4 | WRFIBRE | 13.1722 | t/d | RIN9 | VOLF | 600 | l/min |
| EFF6 | P | 1.4 | bar | RIN9 | WFAL | 12.3427 | ppm |
| EFF6 | T | 47.3997 | C | RIN9 | WFA_CA | 299.796 | ppm |
| EFF6 | WFAL | 20.2386 | ppm | RIN9 | WFFIBRE | 5.00E-03 | % |
| EFF6 | WFA_CA | 304.212 | ppm | RIN9 | WFMATD | 5109.29 | ppm |
| EFF6 | WFH2O | 99.0929 | % | RIN9 | WFNA | 283.082 | ppm |
| EFF6 | WFMATD | 7817.84 | ppm | RIN9 | WFSI | 23.3883 | ppm |
| EFF6 | WFNA | 425.655 | ppm | RJ11 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| EFF6 | WFSI | 39.8872 | ppm | RJ11 | MASSF | 140.143 | kg/min |
| EFF7 | P | 1.4 | bar | RJ11 | P | 1.4 | bar |
| EFF7 | WRFIBRE | 13.7903 | t/d | RJ11 | T | 48.0578 | C |
| EFF8 | T | 47.9346 | C | RJ11 | VOLF | 136.581 | l/min |
| EFF8 | WFAL | 16.3023 | ppm | RJ11 | WFAL | 15.1883 | ppm |
| EFF8 | WFA_CA | 369.967 | ppm | RJ11 | WFA_CA | 363.675 | ppm |
| EFF8 | WFH2O | 99.1386 | % | RJ11 | WFFIBRE | 1.40033 | % |
| EFF8 | WFMATD | 6475.21 | ppm | RJ11 | WFH2O | 97.9174 | % |
| EFF8 | WFNA | 355.035 | ppm | RJ11 | WFMATD | 6080.54 | ppm |
| EFF8 | WFSI | 31.6528 | ppm | RJ11 | WFNA | 334.069 | ppm |
| EFF9 | P | 1.4 | bar | RJ11 | WFSI | 29.3576 | ppm |
| EFF9 | WFFIBRE | 6.00E-02 | % | RJ11 | WRFIBRE | 2.82596 | t/d |
| EFF9 | WRH2O | 515.799 | kg/s | RJ14 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| EFR1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ14 | MASSF | 96.0417 | kg/min |
| EFR1 | MASSF | 49.7455 | kg/min | RJ14 | P | 1.4 | bar |
| EFR1 | T | 50 | C | RJ14 | T | 48.129 | C |
| EFR1 | VOLF | 49 | l/min | RJ14 | VOLF | 93.843 | l/min |
| EFR2 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ14 | WFAL | 14.7751 | ppm |
| EFR2 | MASSF | 185.519 | kg/min | RJ14 | WFA_CA | 354.471 | ppm |
| EFR2 | T | 49.9996 | C | RJ14 | WFFIBRE | 0.691632 | % |
| EFR2 | VOLF | 182.738 | l/min | RJ14 | WFH2O | 98.6415 | % |
| EFR3A5 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ14 | WFMATD | 5943.63 | ppm |
| EFR3A5 | MASSF | 15.3502 | kg/min | RJ14 | WFNA | 326.952 | ppm |
| EFR3A5 | P | 1.4 | bar | RJ14 | WFSI | 28.479 | ppm |
| EFR3A5 | T | 50 | C | RJ14 | WRFIBRE | 0.956527 | t/d |
| EFR3A5 | VOLF | 15.1201 | l/min | RJ15 | T | 48.129 | C |
| EFR3A5 | WFFIBRE | 0 | % | RJ15 | WFAL | 14.8047 | ppm |
| EFR3A5 | WRH2O | 0.255813 | kg/s | RJ15 | WFA_CA | 355.182 | ppm |
| EFR7 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ15 | WFFIBRE | 0.492596 | % |
| EFR7 | VOLF | 4031.97 | l/min | RJ15 | WFH2O | 98.8392 | % |
| EFR7 | WFA_CA | 9 | ppm | RJ15 | WFNA | 327.607 | ppm |
| EFR7 | WFFIBRE | 0 | % | RJ15 | WFSI | 28.5361 | ppm |
| EFR7 | WFMATD | 68.9769 | ppm | RJ15 | WRFIBRE | 32.7374 | t/d |
| EFR | CCAL | 5.26E-04 | g/l | RJ16 | CCMATD | 6.29997 | g/l |
| EFR | CCA_CA | 9.46E-03 | g/l | RJ16 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| EFR | CCMATD | 7.25E-02 | g/l | RJ16 | MASSF | 918.769 | kg/min |

| | | | | | | | |
|-------|---------|----------|--------|------|---------|----------|--------|
| EFR | CCNA | 1.05E-02 | g/l | RJ16 | P | 1.4 | bar |
| EFR | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ16 | T | 48.129 | C |
| EFR | P | 1.4 | bar | RJ16 | VOLF | 898.822 | l/min |
| EFR | T | 50 | C | RJ16 | WFAL | 14.8283 | ppm |
| EFR | VOLF | 4278.83 | l/min | RJ16 | WFA_CA | 355.748 | ppm |
| EFR | WFAL | 0.5 | ppm | RJ16 | WFFIBRE | 0.334048 | % |
| EFR | WFA_CA | 9 | ppm | RJ16 | WFH2O | 98.9967 | % |
| EFR | WFFIBRE | 0 | % | RJ16 | WFMATD | 5965.03 | ppm |
| EFR | WFH2O | 99.9912 | % | RJ16 | WFNA | 328.129 | ppm |
| EFR | WFNA | 10 | ppm | RJ16 | WFSI | 28.5816 | ppm |
| EFR | WFSI | 0 | ppm | RJ16 | WRFIBRE | 4.41955 | t/d |
| EFR | WRH2O | 72.3925 | kg/s | RJ17 | MASSF | 46.2435 | kg/min |
| ELAV | T | 48.4418 | C | RJ17 | T | 48.6623 | C |
| ELAV | WFAL | 12.6572 | ppm | RJ17 | WFAL | 10.7096 | ppm |
| ELAV | WFA_CA | 310.379 | ppm | RJ17 | WFA_CA | 262.173 | ppm |
| ELAV | WFFIBRE | 0.18347 | % | RJ17 | WFFIBRE | 2.31437 | % |
| ELAV | WFNA | 298.03 | ppm | RJ17 | WFH2O | 97.1787 | % |
| ELAV | WFSI | 23.835 | ppm | RJ17 | WFMATD | 4524.35 | ppm |
| ELAV | WRFIBRE | 69.4472 | t/d | RJ17 | WFNA | 251.929 | ppm |
| ELAV | WRH2O | 434.663 | kg/s | RJ17 | WFSI | 20.0379 | ppm |
| ELAV | WRSI | 0.902202 | t/d | RJ17 | WRFIBRE | 1.54115 | t/d |
| EMAP1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ18 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| EMAP1 | MASSF | 3.97E-09 | kg/min | RJ18 | MASSF | 8.14123 | kg/min |
| EMAP1 | VOLF | 3.90E-09 | l/min | RJ18 | P | 1.4 | bar |
| EMAP1 | WFMATD | 2843.84 | ppm | RJ18 | T | 47.2368 | C |
| EMAP2 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ18 | VOLF | 7.90652 | l/min |
| EMAP2 | MASSF | 187.427 | kg/min | RJ18 | WFAL | 21.2004 | ppm |
| EMAP2 | VOLF | 184.18 | l/min | RJ18 | WFA_CA | 302.498 | ppm |
| EMAP2 | WFA_CA | 97 | ppm | RJ18 | WFFIBRE | 1.80929 | % |
| EMAP2 | WFFIBRE | 0.18 | % | RJ18 | WFH2O | 97.2972 | % |
| EMAP2 | WFMATD | 2843.84 | ppm | RJ18 | WFMATD | 8127.39 | ppm |
| EMAP3 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ18 | WFNA | 441.661 | ppm |
| EMAP3 | MASSF | 3052.88 | kg/min | RJ18 | WFSI | 41.9463 | ppm |
| EMAP3 | VOLF | 3000 | l/min | RJ18 | WRFIBRE | 0.21211 | t/d |
| EMAP4 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ18 | WRH2O | 0.13202 | kg/s |
| EMAP4 | MASSF | 732.253 | kg/min | RJ19 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| EMAP4 | VOLF | 719.568 | l/min | RJ19 | P | 1.4 | bar |
| EMAP | CCMATD | 3 | g/l | RJ19 | T | 47.3068 | C |
| EMAP | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ19 | VOLF | 1648.83 | l/min |
| EMAP | MASSF | 3972.56 | kg/min | RJ19 | WFAL | 20.5243 | ppm |
| EMAP | P | 1.4 | bar | RJ19 | WFA_CA | 301.115 | ppm |
| EMAP | T | 50 | C | RJ19 | WFFIBRE | 2.5026 | % |
| EMAP | VOLF | 3903.74 | l/min | RJ19 | WFH2O | 96.6297 | % |
| EMAP | WFAL | 2 | ppm | RJ19 | WFNA | 428.803 | ppm |
| EMAP | WFA_CA | 97 | ppm | RJ19 | WFSI | 40.5554 | ppm |
| EMAP | WFFIBRE | 0.18 | % | RJ19 | WRFIBRE | 61.3162 | t/d |
| EMAP | WFH2O | 99.5083 | % | RJ1 | CCMATD | 8.05065 | g/l |
| EMAP | WFMATD | 2843.84 | ppm | RJ1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| EMAP | WFNA | 174 | ppm | RJ1 | MASSF | 27.047 | kg/min |
| EMAP | WFSI | 0 | ppm | RJ1 | P | 1.4 | bar |
| ETRA1 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ1 | T | 47.0084 | C |
| ETRA1 | MASSF | 618.866 | kg/min | RJ1 | VOLF | 24.6366 | l/min |
| ETRA1 | T | 48.1003 | C | RJ1 | WFAL | 18.6956 | ppm |
| ETRA1 | VOLF | 606 | l/min | RJ1 | WFA_CA | 239.184 | ppm |
| ETRA2 | VOLF | 3463.09 | l/min | RJ1 | WFFIBRE | 19.9863 | % |
| ETRA2 | WFA_CA | 356.253 | ppm | RJ1 | WFH2O | 79.2351 | % |

| | | | | | | | |
|-------|---------|----------|-------|------|---------|----------|--------|
| ETRA2 | WFFIBRE | 2.00E-02 | % | RJ1 | WFMATD | 7105.56 | ppm |
| ETRA2 | WFMATD | 6129.26 | ppm | RJ1 | WFNA | 385.276 | ppm |
| ETRA | CCMATD | 6.46713 | g/l | RJ1 | WFSI | 37.1538 | ppm |
| ETRA | T | 48.1003 | C | RJ1 | WRFIBRE | 7.78419 | t/d |
| ETRA | WFAL | 15.1411 | ppm | RJ20 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| ETRA | WFA_CA | 356.253 | ppm | RJ20 | MASSF | 65.577 | kg/min |
| ETRA | WFFIBRE | 2.00E-02 | % | RJ20 | T | 47.3073 | C |
| ETRA | WFH2O | 99.2933 | % | RJ20 | VOLF | 63.4415 | l/min |
| ETRA | WFMATD | 6129.26 | ppm | RJ20 | WFAL | 20.4158 | ppm |
| ETRA | WFNA | 337.248 | ppm | RJ20 | WFA_CA | 299.603 | ppm |
| ETRA | WFSI | 29.1525 | ppm | RJ20 | WFFIBRE | 3 | % |
| FB10 | T | 47.0251 | C | RJ20 | WFH2O | 96.1369 | % |
| FB10 | WFAL | 22.3971 | ppm | RJ20 | WFMATD | 7844.06 | ppm |
| FB10 | WFA_CA | 288.166 | ppm | RJ20 | WFNA | 426.548 | ppm |
| FB10 | WFFIBRE | 3.61152 | % | RJ20 | WFSI | 40.3406 | ppm |
| FB10 | WFH2O | 95.455 | % | RJ20 | WRFIBRE | 2.83292 | t/d |
| FB10 | WFNA | 461.91 | ppm | RJ21 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| FB10 | WFSI | 44.4963 | ppm | RJ21 | MASSF | 2.68269 | kg/min |
| FB10 | WRFIBRE | 197.937 | t/d | RJ21 | P | 1.4 | bar |
| FB11 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ21 | T | 47.3073 | C |
| FB11 | VOLF | 730 | l/min | RJ21 | VOLF | 2.57768 | l/min |
| FB11 | WFFIBRE | 2.77186 | % | RJ21 | WFAL | 19.9949 | ppm |
| FB11 | WRFIBRE | 30.0596 | t/d | RJ21 | WFA_CA | 293.425 | ppm |
| FB12 | T | 47.7634 | C | RJ21 | WFFIBRE | 5 | % |
| FB12 | WFAL | 17.0819 | ppm | RJ21 | WFH2O | 94.1547 | % |
| FB12 | WFA_CA | 292.375 | ppm | RJ21 | WFMATD | 7682.32 | ppm |
| FB12 | WFH2O | 96.5558 | % | RJ21 | WFNA | 417.753 | ppm |
| FB12 | WFNA | 368.127 | ppm | RJ21 | WFSI | 39.5088 | ppm |
| FB12 | WFSI | 33.3307 | ppm | RJ21 | WRFIBRE | 0.193154 | t/d |
| FB14 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ23 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| FB14 | T | 47.6581 | C | RJ23 | MASSF | 692.971 | kg/min |
| FB14 | VOLF | 6976.76 | l/min | RJ23 | P | 1.4 | bar |
| FB14 | WFFIBRE | 2.11483 | % | RJ23 | T | 47.878 | C |
| FB14 | WRFIBRE | 218.762 | t/d | RJ23 | VOLF | 674.775 | l/min |
| FB15 | CCMATD | 7.49534 | g/l | RJ23 | WFAL | 16.482 | ppm |
| FB15 | P | 1.4 | bar | RJ23 | WFA_CA | 393.512 | ppm |
| FB15 | T | 47.6581 | C | RJ23 | WFFIBRE | 1.51439 | % |
| FB15 | WFAL | 18.0102 | ppm | RJ23 | WFH2O | 97.7537 | % |
| FB15 | WFA_CA | 293.907 | ppm | RJ23 | WFMATD | 6519.67 | ppm |
| FB15 | WFFIBRE | 2.11656 | % | RJ23 | WFNA | 357.14 | ppm |
| FB15 | WFH2O | 97.1053 | % | RJ23 | WFSI | 32.0685 | ppm |
| FB15 | WFNA | 385.001 | ppm | RJ23 | WRFIBRE | 15.1118 | t/d |
| FB15 | WFSI | 35.2618 | ppm | RJ28 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| FB20 | P | 1.4 | bar | RJ28 | MASSF | 57.4483 | kg/min |
| FB20 | VOLF | 11683.8 | l/min | RJ28 | P | 1.4 | bar |
| FB20 | WFA_CA | 400 | ppm | RJ28 | T | 47.9695 | C |
| FB20 | WFFIBRE | 1.3 | % | RJ28 | VOLF | 55.881 | l/min |
| FB20 | WRFIBRE | 224.48 | t/d | RJ28 | WFAL | 15.7566 | ppm |
| FB21 | CCMATD | 7.04159 | g/l | RJ28 | WFA_CA | 377.126 | ppm |
| FB21 | P | 1.4 | bar | RJ28 | WFFIBRE | 1.89465 | % |
| FB21 | T | 47.839 | C | RJ28 | WFH2O | 97.4012 | % |
| FB21 | WFAL | 16.8029 | ppm | RJ28 | WFMATD | 6273.48 | ppm |
| FB21 | WFA_CA | 400 | ppm | RJ28 | WFNA | 344.174 | ppm |
| FB21 | WFFIBRE | 1.3 | % | RJ28 | WFSI | 30.5536 | ppm |
| FB21 | WFNA | 363.712 | ppm | RJ28 | WRFIBRE | 1.56736 | t/d |
| FB21 | WFSI | 32.7191 | ppm | RJ29 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |

| | | | | | | | |
|------|---------|----------|-------|------|---------|----------|--------|
| FB21 | WRFIBRE | 173.239 | t/d | RJ29 | MASSF | 466.043 | kg/min |
| FB22 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ29 | P | 1.4 | bar |
| FB22 | P | 1.4 | bar | RJ29 | T | 47.9695 | C |
| FB22 | T | 47.8397 | C | RJ29 | VOLF | 456.062 | l/min |
| FB22 | VOLF | 2667 | l/min | RJ29 | WFAL | 16.0418 | ppm |
| FB22 | WFAL | 16.8029 | ppm | RJ29 | WFA_CA | 383.952 | ppm |
| FB22 | WFA_CA | 400 | ppm | RJ29 | WFFIBRE | 0.119031 | % |
| FB22 | WFFIBRE | 1.3 | % | RJ29 | WFH2O | 99.1641 | % |
| FB22 | WFMATD | 6642.33 | ppm | RJ29 | WFMATD | 6387.02 | ppm |
| FB22 | WFNA | 363.712 | ppm | RJ29 | WFNA | 350.403 | ppm |
| FB22 | WFSI | 32.7191 | ppm | RJ29 | WFSI | 31.1066 | ppm |
| FB22 | WRFIBRE | 51.2409 | t/d | RJ29 | WRFIBRE | 0.798822 | t/d |
| FB22 | WRH2O | 44.6873 | kg/s | RJ2 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| FB24 | P | 1.4 | bar | RJ2 | MASSF | 29.7568 | kg/min |
| FB24 | T | 47.8397 | C | RJ2 | T | 47.0251 | C |
| FB24 | WFAL | 16.8118 | ppm | RJ2 | VOLF | 28.8751 | l/min |
| FB24 | WFA_CA | 400.21 | ppm | RJ2 | WFAL | 22.7975 | ppm |
| FB24 | WFH2O | 98.0059 | % | RJ2 | WFA_CA | 293.318 | ppm |
| FB24 | WFNA | 363.903 | ppm | RJ2 | WFFIBRE | 1.88835 | % |
| FB24 | WFSI | 32.7363 | ppm | RJ2 | WFH2O | 97.1615 | % |
| FB25 | WFFIBRE | 0.853392 | % | RJ2 | WFMATD | 8669.87 | ppm |
| FB25 | WRFIBRE | 245.209 | t/d | RJ2 | WFNA | 470.168 | ppm |
| FB26 | T | 48.0578 | C | RJ2 | WFSI | 45.2918 | ppm |
| FB26 | WFAL | 15.2731 | ppm | RJ2 | WRFIBRE | 0.809153 | t/d |
| FB26 | WFA_CA | 365.706 | ppm | RJ2 | WRH2O | 0.48187 | kg/s |
| FB26 | WFFIBRE | 0.849524 | % | RJ32 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| FB26 | WFH2O | 98.4644 | % | RJ32 | MASSF | 547.443 | kg/min |
| FB26 | WFNA | 335.936 | ppm | RJ32 | P | 1.4 | bar |
| FB26 | WFSI | 29.5216 | ppm | RJ32 | T | 48.0053 | C |
| FB26 | WRFIBRE | 242.383 | t/d | RJ32 | VOLF | 534.34 | l/min |
| FB29 | WFFIBRE | 0.752941 | % | RJ32 | WFAL | 15.6535 | ppm |
| FB29 | WRFIBRE | 243.456 | t/d | RJ32 | WFA_CA | 375.032 | ppm |
| FB30 | T | 48.129 | C | RJ32 | WFFIBRE | 0.908494 | % |
| FB30 | WFAL | 14.7659 | ppm | RJ32 | WFH2O | 98.3902 | % |
| FB30 | WFA_CA | 354.252 | ppm | RJ32 | WFMATD | 6248.67 | ppm |
| FB30 | WFFIBRE | 0.753204 | % | RJ32 | WFNA | 343.023 | ppm |
| FB30 | WFH2O | 98.5804 | % | RJ32 | WFSI | 30.312 | ppm |
| FB30 | WFNA | 326.749 | ppm | RJ32 | WRFIBRE | 7.16182 | t/d |
| FB30 | WFSI | 28.4614 | ppm | RJ33 | MASSF | 30.8353 | kg/min |
| FB30 | WRFIBRE | 242.5 | t/d | RJ33 | T | 48.4748 | C |
| FB35 | CCMATD | 6.27953 | g/l | RJ33 | WFAL | 12.0682 | ppm |
| FB35 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ33 | WFA_CA | 293.129 | ppm |
| FB35 | P | 1.4 | bar | RJ33 | WFFIBRE | 2.22873 | % |
| FB35 | T | 48.129 | C | RJ33 | WFH2O | 97.2112 | % |
| FB35 | VOLF | 17329.2 | l/min | RJ33 | WFMATD | 4995.66 | ppm |
| FB35 | WFAL | 14.7558 | ppm | RJ33 | WFNA | 276.787 | ppm |
| FB35 | WFA_CA | 354.01 | ppm | RJ33 | WFSI | 22.8681 | ppm |
| FB35 | WFFIBRE | 0.820993 | % | RJ34 | P | 1.4 | bar |
| FB35 | WFNA | 326.526 | ppm | RJ34 | T | 48.0053 | C |
| FB35 | WFSI | 28.4419 | ppm | RJ34 | WFAL | 15.4793 | ppm |
| FB35 | WRFIBRE | 209.762 | t/d | RJ34 | WFA_CA | 370.857 | ppm |
| FB36 | T | 48.129 | C | RJ34 | WFFIBRE | 2.01146 | % |
| FB36 | WFAL | 14.7988 | ppm | RJ34 | WFH2O | 97.2951 | % |
| FB36 | WFA_CA | 355.041 | ppm | RJ34 | WFMATD | 6179.12 | ppm |
| FB36 | WFFIBRE | 0.532003 | % | RJ34 | WFNA | 339.205 | ppm |
| FB36 | WFH2O | 98.8001 | % | RJ34 | WFSI | 29.9746 | ppm |

| | | | | | | | |
|------|---------|---------|-------|------|---------|----------|-----|
| FB36 | WFNA | 327.477 | ppm | RJ35 | T | 48.4418 | C |
| FB36 | WFSI | 28.5248 | ppm | RJ35 | WFAL | 12.3 | ppm |
| FB36 | WRFIBRE | 28.3179 | t/d | RJ35 | WFA_CA | 301.621 | ppm |
| FB39 | T | 48.238 | C | RJ35 | WFFIBRE | 3 | % |
| FB39 | WFAL | 13.4783 | ppm | RJ35 | WFH2O | 96.4154 | % |
| FB39 | WFA_CA | 324.414 | ppm | RJ35 | WFMATD | 5218.86 | ppm |
| FB39 | WFFIBRE | 4.23 | % | RJ35 | WFNA | 289.621 | ppm |
| FB39 | WFH2O | 95.1569 | % | RJ35 | WFSI | 23.1624 | ppm |
| FB39 | WFNA | 301.265 | ppm | RJ35 | WRFIBRE | 57.6412 | t/d |
| FB39 | WFSI | 25.8575 | ppm | RJ37 | T | 47.0862 | C |
| FB3 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ37 | WFAL | 16.0801 | ppm |
| FB3 | P | 1.4 | bar | RJ37 | WFA_CA | 212.916 | ppm |
| FB3 | T | 47.0084 | C | RJ37 | WFFIBRE | 29.3648 | % |
| FB3 | VOLF | 9195.87 | l/min | RJ37 | WFH2O | 69.963 | % |
| FB3 | WFFIBRE | 3.8 | % | RJ37 | WFMATD | 6128.35 | ppm |
| FB3 | WRFIBRE | 521.964 | t/d | RJ37 | WFNA | 332.527 | ppm |
| FB3 | WRH2O | 151.451 | kg/s | RJ37 | WFSI | 31.911 | ppm |
| FB40 | T | 48.238 | C | RJ37 | WRFIBRE | 0.809652 | t/d |
| FB40 | WFAL | 12.3847 | ppm | RJ39 | P | 1.4 | bar |
| FB40 | WFA_CA | 298.094 | ppm | RJ39 | T | 47.3997 | C |
| FB40 | WFFIBRE | 12 | % | RJ39 | WFAL | 13.0855 | ppm |
| FB40 | WFH2O | 87.4367 | % | RJ39 | WFA_CA | 196.693 | ppm |
| FB40 | WFNA | 276.822 | ppm | RJ39 | WFFIBRE | 35.3735 | % |
| FB40 | WFSI | 23.7596 | ppm | RJ39 | WFH2O | 64.07 | % |
| FB40 | WRH2O | 3.35458 | kg/s | RJ39 | WFMATD | 0.505474 | % |
| FB41 | T | 48.238 | C | RJ39 | WFNA | 275.213 | ppm |
| FB41 | WFAL | 12.3847 | ppm | RJ39 | WFSI | 25.7897 | ppm |
| FB41 | WFA_CA | 298.094 | ppm | RJ39 | WRFIBRE | 13.0971 | t/d |
| FB41 | WFFIBRE | 12 | % | RJ3 | T | 47.0251 | C |
| FB41 | WFH2O | 87.4367 | % | RJ3 | WFAL | 21.9336 | ppm |
| FB41 | WFNA | 276.822 | ppm | RJ3 | WFA_CA | 282.202 | ppm |
| FB41 | WFSI | 23.7596 | ppm | RJ3 | WFFIBRE | 5.60637 | % |
| FB42 | WFFIBRE | 10 | % | RJ3 | WFH2O | 93.4795 | % |
| FB43 | P | 1.4 | bar | RJ3 | WFNA | 452.351 | ppm |
| FB43 | WFFIBRE | 3.01549 | % | RJ3 | WFSI | 43.5754 | ppm |
| FB43 | WRFIBRE | 424.22 | t/d | RJ3 | WRFIBRE | 29.8387 | t/d |
| FB44 | P | 1.4 | bar | RJ40 | T | 47.9346 | C |
| FB44 | T | 47.2368 | C | RJ40 | WFAL | 15.6716 | ppm |
| FB44 | WFAL | 20.9398 | ppm | RJ40 | WFA_CA | 355.654 | ppm |
| FB44 | WFA_CA | 298.779 | ppm | RJ40 | WFFIBRE | 4 | % |
| FB44 | WFH2O | 96.101 | % | RJ40 | WFH2O | 95.3032 | % |
| FB44 | WFNA | 436.231 | ppm | RJ40 | WFMATD | 6224.7 | ppm |
| FB44 | WFSI | 41.4306 | ppm | RJ40 | WFNA | 341.299 | ppm |
| FB45 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ40 | WFSI | 30.4282 | ppm |
| FB45 | VOLF | 8024.98 | l/min | RJ40 | WRFIBRE | 11.3081 | t/d |
| FB46 | P | 1.4 | bar | RJ41 | T | 48.1003 | C |
| FB46 | WFFIBRE | 2.84383 | % | RJ41 | WFAL | 14.6898 | ppm |
| FB46 | WRFIBRE | 360.683 | t/d | RJ41 | WFA_CA | 345.635 | ppm |
| FB47 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ41 | WFFIBRE | 3 | % |
| FB47 | P | 1.4 | bar | RJ41 | WFH2O | 96.3338 | % |
| FB47 | T | 47.3068 | C | RJ41 | WFMATD | 0.594657 | % |
| FB47 | VOLF | 6925.14 | l/min | RJ41 | WFNA | 327.196 | ppm |
| FB47 | WFAL | 20.4395 | ppm | RJ41 | WFSI | 28.2836 | ppm |
| FB47 | WFA_CA | 299.872 | ppm | RJ42 | T | 48.1003 | C |
| FB47 | WFH2O | 96.2307 | % | RJ42 | WFAL | 14.9151 | ppm |
| FB47 | WFNA | 427.032 | ppm | RJ42 | WFA_CA | 350.935 | ppm |

| | | | | | | | |
|------|---------|----------|-------|----------|---------|----------|--------|
| FB47 | WFSI | 40.388 | ppm | RJ42 | WFH2O | 97.8112 | % |
| FB48 | P | 1.4 | bar | RJ42 | WFMATD | 0.603777 | % |
| FB48 | WFAL | 20.521 | ppm | RJ42 | WFNA | 332.214 | ppm |
| FB48 | WFA_CA | 301.147 | ppm | RJ42 | WFSI | 28.7173 | ppm |
| FB48 | WFFIBRE | 2.5 | % | RJ4 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| FB48 | WFH2O | 96.6325 | % | RJ4 | MASSF | 45.7236 | kg/min |
| FB48 | WFMATD | 7884.49 | ppm | RJ4 | T | 47.7634 | C |
| FB48 | WFNA | 428.747 | ppm | RJ4 | VOLF | 44.1542 | l/min |
| FB48 | WFSI | 40.5485 | ppm | RJ4 | WFAL | 16.8747 | ppm |
| FB48 | WRFIBRE | 64.3846 | t/d | RJ4 | WFA_CA | 288.828 | ppm |
| FB49 | P | 140 | kPa | RJ4 | WFFIBRE | 3.8806 | % |
| FB49 | T | 47.3073 | C | RJ4 | WFH2O | 95.3844 | % |
| FB49 | WFAL | 20.5259 | ppm | RJ4 | WFMATD | 6647.79 | ppm |
| FB49 | WFA_CA | 301.218 | ppm | RJ4 | WFNA | 363.661 | ppm |
| FB49 | WFH2O | 96.6552 | % | RJ4 | WFSI | 32.9263 | ppm |
| FB49 | WFMATD | 7886.35 | ppm | RJ4 | WRFIBRE | 2.55506 | t/d |
| FB49 | WFNA | 428.848 | ppm | RJ7 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| FB49 | WFSI | 40.5581 | ppm | RJ7 | MASSF | 7.27969 | kg/min |
| FB4 | P | 1.4 | bar | RJ7 | P | 1.4 | bar |
| FB51 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ7 | T | 47.6581 | C |
| FB51 | P | 1.4 | bar | RJ7 | VOLF | 7.11103 | l/min |
| FB51 | VOLF | 21197.3 | l/min | RJ7 | WFAL | 18.3233 | ppm |
| FB51 | WFA_CA | 400 | ppm | RJ7 | WFA_CA | 299.015 | ppm |
| FB51 | WFFIBRE | 1.14027 | % | RJ7 | WFFIBRE | 0.415296 | % |
| FB51 | WRFIBRE | 357.018 | t/d | RJ7 | WFH2O | 98.7931 | % |
| FB52 | P | 1.4 | bar | RJ7 | WFMATD | 7171.53 | ppm |
| FB52 | T | 47.878 | C | RJ7 | WFNA | 391.692 | ppm |
| FB52 | WFAL | 16.5543 | ppm | RJ7 | WFSI | 35.8747 | ppm |
| FB52 | WFA_CA | 395.24 | ppm | RJ7 | WRFIBRE | 4.35E-02 | t/d |
| FB52 | WFFIBRE | 1.08E-02 | - | RJ8 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 |
| FB52 | WFH2O | 98.1828 | % | RJ8 | MASSF | 185.221 | kg/min |
| FB52 | WFMATD | 6.55E-03 | - | RJ8 | T | 47.8397 | C |
| FB52 | WFNA | 358.707 | ppm | RJ8 | VOLF | 178.916 | l/min |
| FB52 | WFSI | 32.2092 | ppm | RJ8 | WFAL | 16.3704 | ppm |
| FB52 | WRFIBRE | 342.303 | t/d | RJ8 | WFA_CA | 389.705 | ppm |
| FB56 | CCMATD | 6.93629 | g/l | RJ8 | WFFIBRE | 3.8404 | % |
| FB56 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | RJ8 | WFH2O | 95.4332 | % |
| FB56 | P | 1.4 | bar | RJ8 | WFMATD | 6.47E-03 | - |
| FB56 | T | 47.8773 | C | RJ8 | WFNA | 354.35 | ppm |
| FB56 | VOLF | 3275.5 | l/min | RJ8 | WFSI | 31.877 | ppm |
| FB56 | WFAL | 16.5543 | ppm | RJ8 | WRFIBRE | 10.243 | t/d |
| FB56 | WFA_CA | 395.24 | ppm | S-10 | FRAC1 | 40 | % |
| FB56 | WFNA | 358.707 | ppm | S-14 | DP | 0 | bar |
| FB56 | WFSI | 32.2092 | ppm | S-15 | DP | 0 | bar |
| FB56 | WRFIBRE | 52.3382 | t/d | S-16 | DP | 0 | bar |
| FB56 | WRH2O | 54.9645 | kg/s | S-17 | DP | 0 | bar |
| FB57 | WFAL | 16.5543 | ppm | S-3 | DP | 0 | bar |
| FB57 | WFA_CA | 395.24 | ppm | S-4 | FRAC1 | 70 | % |
| FB57 | WFFIBRE | 1.08208 | % | S-5 | FRAC1 | 70 | % |
| FB57 | WFH2O | 98.1828 | % | S-6 | FRAC1 | 15 | % |
| FB57 | WFMATD | 6548.29 | ppm | S-7 | FRAC1 | 5 | % |
| FB57 | WFNA | 358.707 | ppm | S-8 | FRAC1 | 42.2 | % |
| FB57 | WFSI | 32.2092 | ppm | S-EAU-PB | DP | 0 | bar |
| FB57 | WRFIBRE | 289.965 | t/d | S-EAU-PB | FRAC1 | 50 | % |
| FB58 | DENSITY | 0.99713 | D25/4 | S-L1-L2 | FRAC1 | 47.1998 | % |
| FB58 | P | 1.4 | bar | S-L2-L1 | DP | 0 | bar |

| | | | | | | | |
|------|------|---------|-------|---------|-------|-------|---|
| FB58 | VOLF | 26147.5 | l/min | S-L2-L1 | FRAC1 | 15.29 | % |
|------|------|---------|-------|---------|-------|-------|---|
