

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

**ÉTUDE EXPÉRIMENTALE DE LA RÉTENTION DES
FINES ET DES MATIÈRES COLLOÏDALES ET
DISSOUTES DANS UNE MACHINE À PAPIER**

VALÉRIE DONAT
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES
(GÉNIE CHIMIQUE)
NOVEMBRE 1998



National Library
of Canada

Acquisitions and
Bibliographic Services

395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Bibliothèque nationale
du Canada

Acquisitions et
services bibliographiques

395, rue Wellington
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Your file Votre référence

Our file Notre référence

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.

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 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.

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.

0-612-38674-0

Canada

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

ÉTUDE EXPÉRIMENTALE DE LA RÉTENTION DES FINES ET DES MATIÈRES
COLLOÏDALES ET DISSOUTES DANS UNE MACHINE À PAPIER

présenté par: DONAT Valérie

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. VAN DE VEN Théo, Ph.D., membre et codirecteur de recherche

M. STUART Paul, Ph.D., membre

REMERCIEMENTS

Je tiens à remercier:

- Jean Paris, pour avoir dirigé ce projet de maîtrise, et pour son soutien financier et moral,
- Théo van de Ven, pour les précieux conseils qu'il m'a prodigués pendant ce projet,
- Le personnel de l'usine MacLaren de Masson, et particulièrement Daniel Lemire, Bernard Lupien, Éric Lauzon, Jacques Durocher, Carl Charron,
- Le personnel de Paprican, notamment David McDonald, Bruce Sitholé, Christine Lapointe, Brigitte Lévesque, Allan Elliott, Jik Ing, Josée Tessier,
- Steve Blais, d'Équip International, pour sa précieuse collaboration, et sans qui le premier chapitre ne serait pas ce qu'il est!
- Alain Plamondon (KRC Rolls), Serge Gauvin (Albany International), Gyslain Arsenault et Guy Millette (Nalco), Tim Hardy et Manon Bouffard (Betz Dearborn), pour leur coopération à ce projet de recherche,
- Jean-François Houle pour son encadrement technique, et ses conseils,
- Jean-Christophe Bonhivers, pour les longues discussions constructives sur la rétention et pour son sens de la pédagogie,
- Tous les collègues de bureau et amis, ceux qui sont encore là, ceux qui sont déjà partis et qui reviendront peut être un jour: Axelle, Laurent, Julie, Denise, Renaud, Christine, Jérôme, Abder, Héléna, Amanda, Sébastien, Émil, Vincent, Jalel, Sophie, Moussa,
- Marc

RÉSUMÉ

De nos jours, l'industrie papetière se voit contrainte à réduire la quantité et la charge de ses effluents, afin de respecter les nouvelles exigences environnementales. Pour cela, une des solutions envisagées est de fermer les circuits d'eau blanche, c'est à dire de réutiliser dans le procédé des eaux qui étaient traditionnellement acheminées vers le système de traitement des effluents. Mais les contaminants dissous, qui étaient autrefois purgés, s'accumulent maintenant dans les circuits d'eau de l'usine, ce qui ne va pas sans poser des problèmes de corrosion, dépôts, etc. Par ailleurs, l'utilisation croissante de pâte désencrée tend à aggraver encore ce problème. Afin de mieux maîtriser cette accumulation de matière dissoute, une connaissance plus approfondie du comportement des solides dissous et colloïdaux sur la machine à papier est nécessaire: lesquels ont tendance à suivre la feuille de papier et lesquels restent préférentiellement dans l'eau blanche égouttée? Ce sont ces derniers qui risquent de s'accumuler dans les circuits.

L'objectif de ce projet est de réaliser une étude expérimentale visant à caractériser la rétention des divers composés colloïdaux et dissous dans la zone des presses de la machine à papier. Pour cela, une simple analyse des eaux blanches ne suffit pas, puisque certains composés sont piégés dans les feutres des presses; un bilan matière rigoureux doit être réalisé. Qui dit bilan matière, dit connaissance avec une bonne précision des débits de matière; certains sont mesurés en usine, mais les autres doivent être estimés. Le meilleur outil d'estimation des débits est la simulation de la machine à papier, que nous avons réalisée sur le logiciel CADSIM® Plus PAPDYN®. Cette simulation, très détaillée comprend la machine à papier dans son ensemble, le contrôleur de grammage, qui joue un rôle prépondérant, ainsi que la boucle courte de recirculation de l'eau blanche. Nous avons intégré à cette simulation un modèle expérimental de rétention des fines au sabot de formation, ainsi qu'un modèle de drainage au même endroit, que nous avons établis grâce à des essais réalisés en usine. Le modèle de prédiction de la rétention des fines

dépend de trois paramètres: le dosage des trois additifs chimiques de rétention (bentonite, PEO et cofacteur). Dorénavant, la simulation permet d'accéder aux débits d'eau blanche extraite de la feuille de papier à chaque presse. Une campagne d'échantillonnage en usine a par la suite été réalisée. Les concentrations en solides dissous et colloïdaux ont été corrigés à l'aide des débits, afin d'obtenir les concentrations que l'on mesurerait sous les presses s'il n'y avait pas de feutre. Ces résultats permettent de déterminer s'il y a adsorption, désorption sur la feuille de papier ou tout simplement si les composés se partagent de la même façon que l'eau.

Les résultats de nos travaux sont les suivants:

- Nous avons mis en place une nouvelle méthode de calcul de la rétention des fines, autre que celle utilisée en usine, qui est incorrecte si utilisée au tout début de la zone de formation. Cette méthode repose sur l'hypothèse que le débit de matière fibreuse est constant tout au long de la machine, puisque contrôlé en bout de ligne par le contrôleur de grammage. Cette démarche permet une estimation du drainage, ce qui était impossible avec l'équation simplifiée habituellement utilisée.
- Le modèle de prédiction de la rétention des fines montre que la bentonite a un effet positif sur cette rétention. Ce modèle, valable dans les conditions opératoires en vigueur pendant la réalisation des essais, a un coefficient de corrélation égal à 0,85. Il est donc fiable.
- Nous avons montré que le drainage au niveau du sabot de formation est fortement corrélé ($R^2 = 0,96$) à la rétention de la matière fibreuse totale au même endroit, avec une pente négative.
- La simulation nous a permis d'établir une procédure à suivre lors de la création d'une simulation de machine à papier. Cette méthodologie pourra être appliquée ultérieurement à une autre usine, en remplaçant notre modèle de rétention des fines par un modèle plus théorique et plus générique.

- Nous avons montré, grâce à la simulation qu'une augmentation du dosage d'agents de rétention améliore la rétention des fines au niveau du sabot de formation, et l'améliore également aux autres éléments de drainage de la machine à papier. En ce qui concerne le drainage au système à vide, une augmentation de la rétention de matière fibreuse va avoir un effet positif sur le drainage. La rétention des fines agit donc différemment sur le drainage, selon que l'on se situe au sabot de formation ou au système à vide.
- L'analyse de rétention des composés colloïdaux et dissous dans la zone des presses a montré que les hémicelluloses, à caractère hydrophile, ont tendance à être désorbées de la feuille de papier aux premières et deuxième presses. On a observé un effet inverse pour les acides gras et résineux, qui sont plutôt hydrophobes. La lignine dissoute suit la même évolution que les hémicelluloses.
- Pour ce qui est du comportement des ions, tous les cas de figure se présentent, dépendamment de l'ion considéré. Les ions Al, Fe, Si, Ti semblent être désorbés de la feuille de papier dans les trois presses, et sont adsorbés sur les fines présentes dans les eaux blanches. Ces ions présentent donc une affinité plus grande avec les fibres fines qu'avec les fibres longues. Le comportement des autres ions est plus nuancé que celui de ceux précédemment cités.
- Une analyse plus poussée de la troisième presse et de son feutre a montré que les hémicelluloses ne semblent pas être "piégées" dans le feutre.

ABSTRACT

Nowadays, the paper industry has no choice but to reduce the flowrate and the charge of its effluents, in order to respect the new environmental requirements. Therefore, one of the solutions considered is whitewater system closure, i.e. to re-use waste water in the process. But the dissolved contaminants, which were formerly purged, accumulate now in the water circuits of the mill, which does not go without posing problems of corrosion, deposits, etc. In addition, the increasing use of deinked pulp tends to worsen this problem even more. In order to better control this accumulation of dissolved matter, a thorough knowledge of the behavior of the dissolved and colloidal solids on the paper machine is necessary: which compounds tend to follow the sheet of paper and which remain preferentially in the drained white water? The latter ones are likely to accumulate in the circuits.

The purpose of this work is to perform an experimental study which will characterize the retention of the various colloidal and dissolved compounds in the press section of the paper machine. To achieve this, a simple analysis of the whitewater is not enough, since some compounds are trapped in the felts. So, a rigorous material balance must be carried out, which requires the knowledge of all flowrates: those which are not measured must be estimated. The best tool for evaluating flowrates is simulation, realized with the software CADSIM® Plus PAPDYN®. This detailed simulation includes the paper machine as a whole, the controller of basis weight, which plays an important role, as well as the short loop of whitewater recirculation. We integrated into this simulation an experimental model of fines retention at the forming shoe, as well as a model of drainage at the same place, established with tests carried out in the mill. The predictions of the model of fines retention depend on three parameters: the dosage of the three retention aids (bentonite, PEO and cofactor). Simulation gives us the flowrates of whitewater extracted from the sheet at each press. A sampling campaign in a mill was realized. With

the use of the flowrates, the concentrations of dissolved and colloidal solids were corrected, in order to obtain the concentrations which one would measure under the presses if the felt was absent. These results make it possible to determine if adsorption takes place, or desorption from the sheet of paper, or quite simply if a particular compound distributes itself in the same way as the water.

The results of our work can be summarized as follows:

- We established a new way of calculating fines retention, different from that generally used in paper mills, which is incorrect when applied at the beginning of the formation section. The method is based on the assumption that the flowrate of fibrous material remains constant throughout the machine, because of the grammage controller at the winding section. Our method allows an estimate of the drainage, which was impossible with the simplified equation.
- Predictions of the model of fines retention show that bentonite has a positive effect on the retention. This model, valid under the operating conditions of the tests, has a coefficient of correlation equal to 0,85 and is thus reliable.
- We showed that the drainage at the forming shoe is strongly correlated ($R^2 = 0,96$) with the retention of the total fibrous material at the same place, with a negative slope.
- The simulation enabled us to establish a procedure to be followed when implementing a simulation of a paper machine. This methodology could be applied to another mill, by replacing our model of fines retention by a more theoretical model.
- We showed, thanks to simulation, that an increase in the dosage of retention aids improves the fines retention at the forming shoe, but also improves it at the other drainage elements (vacuum system) in the paper machine. With regard to the drainage at the vacuum system, an increase in the fibrous material retention has a positive effect on the drainage. The retention of fines thus acts differently on drainage, according to where it is located: at the forming shoe or at the vacuum section.

- The analysis of retention of the colloidal and dissolved compounds in the press section showed that hemicelluloses, which are rather hydrophilic, tend to be desorbed from the sheet at the first and second presses. We observed an opposite effect for the fatty and resin acids, which are hydrophobic. Dissolved lignin follows the same trend as hemicelluloses.
- The behavior of ions depends on which ion is being considered. The ions Al, Fe, Si, Ti seem to be desorbed from the sheet in the three presses, and are adsorbed on fines present in the whitewater. These ions thus present a larger affinity for fine fibres than for long fibres. The behavior of the other ions is more complex.
- A deeper analysis of the third press and its felt showed that the carbohydrates do not seem to be trapped in the felt.

TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS	iv
RÉSUMÉ	v
ABSTRACT	viii
TABLE DES MATIÈRES	xi
LISTE DES TABLEAUX.....	xv
LISTE DES FIGURES.....	xvi
LISTE DES ABRÉVIATIONS.....	xviii
LISTE DES ANNEXES.....	xxiii
INTRODUCTION.....	1
CHAPITRE I MODÉLISATION EMPIRIQUE DE LA RÉTENTION DES FINES	3
1.1 Les essais.....	3
1.1.1 Présentation de l'usine	3
1.1.2 Réalisation des essais	3
1.2 Modélisation empirique de la rétention des fines	5
1.2.1 La méthode de calcul de la rétention.....	5
1.2.2 Modélisation de la rétention des fines.....	12
1.2.2.1 Modèle à cinq facteurs.....	12
1.2.2.2 Modèle à trois facteurs.....	19
1.2.3 Mesure de la rétention en usine	24
1.3 Modélisation empirique du drainage.....	25

1.4 Réduction de la turbidité de la pâte recyclée.....	28
1.5 Conclusion	31
CHAPITRE II SIMULATION DE LA MACHINE À PAPIER ET DE LA BOUCLE	
COURTE DE RECIRCULATION	32
2.1 Présentation du logiciel de simulation	32
2.2 Le projet global de simulation de l'usine	33
2.3 Présentation du procédé de l'usine James Maclaren	33
2.3.1 La caisse d'arrivée	33
2.3.2 Le formeur	35
2.3.3 La zone des presses	37
2.3.4 La boucle courte de recirculation	38
2.4 La simulation.....	41
2.4.1 Description des courants	41
2.4.2 Description des unités	42
2.4.2.1 Le silo de la machine	42
2.4.2.2 Les épurateurs primaires	42
2.4.2.3 Le désaérateur	43
2.4.2.4 Le tamis primaire	43
2.4.2.5 La caisse d'arrivée	43
2.4.2.6 Le sabot de formation	44
2.4.2.7 La caisse aspirante, le 1 ^{er} et 2 ^{ème} cylindre aspirant	45
2.4.2.8 Les trois presses	55
2.4.2.9 La sècherie et le contrôle du grammage	59
2.4.3 L'organigramme de calcul pour la machine à papier	59
2.4.4 Les rinceurs	61
2.5 Résultats de la simulation	62
2.6 Conclusion	65

CHAPITRE III DISTRIBUTION DES SOLIDES DISSOUS ET COLLOÏDAUX DANS LA ZONE DES PRESSES D'UNE MACHINE À PAPIER	66
3.1 Présentation de la zone des presses	66
3.1.1 Les feutres	66
3.1.2 Les nettoyeurs industriels	66
3.1.3 Les mesures de débit autour de la zone des presses	67
3.1.3.1 Les rinceurs	67
3.1.3.2 Les bacholles et les séparateurs de boîtes à vide	69
3.2 Échantillonnage en usine	73
3.2.1 Collecte des données	73
3.2.2 Analyses des échantillons	75
3.2.3 Les résultats des analyses	77
3.3 Résolution du problème	80
3.3.1 Bilans globaux	80
3.3.1.1 Définition des systèmes	80
3.3.1.2 Résolution des systèmes	82
3.3.1.3 Calcul d'incertitude	86
3.3.1.4 Les résultats	87
3.3.2 Bilan local autour de la troisième presse	89
3.3.2.1 Définition du système détaillé	89
3.3.2.2 Les hypothèses	90
3.3.2.3 Résolution du problème	91
3.3.2.4 Les résultats	93
3.4 Analyse des résultats et discussion	94
3.4.1 Évolution de la composition des eaux blanches le long de la machine	94
3.4.1.1 Les solides en suspension	94
3.4.1.2 Les solides dissous	95

3.4.2 Analyse des résultats du bilan local autour de la troisième presse.....	107
3.5 Conclusion	109
CONCLUSION.....	111
RÉFÉRENCES.....	114

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1.1: Résultats de la modélisation de R_{sabot}^f avec 5 facteurs.....	14
Tableau 1.2: Résultats de la modélisation de R_{sabot}^f avec 3 facteurs.....	20
Tableau 1.3: Modélisation de la réduction de turbidité de la pâte recyclée	29
Tableau 2.1: Description des huit points de fonctionnement.....	62
Tableau 3.1: Résultats des analyses sur phase solide des échantillons	78
Tableau 3.2: Résultats des analyses sur échantillons complets.....	78
Tableau 3.3: Résultats des analyses sur phase aqueuse des échantillons	79
Tableau 3.4: Correspondance entre les courants et les échantillons	82
Tableau 3.5: Résultats des bilans globaux	88
Tableau 3.6: Test des différentes valeurs de coefficient de partage de l'eau	93
Tableau 3.7: Analyse des ions dans la phase solide des échantillons	103
Tableau 3.8: Concentrations ioniques dans le filtrat et dans la phase solide	105
Tableau 3.9: Estimation de la matière organique non analysée	106
Tableau 3.10: Pourcentage de matière retenue dans le troisième feutre	108
Tableau 3.11: Analyse du remplissage du troisième feutre	109

LISTE DES FIGURES

Figure 1.1: Répartition du drainage sur une machine double-toile (Beloit Corp).....	6
Figure 1.2: Comparaison des deux méthodes de calcul de R_{sabot}^f	11
Figure 1.3: Fonctionnement schématisé de la boucle de contrôle du grammage.	15
Figure 1.4: Consistance dans la caisse d'arrivée versus rétention des fines au sabot.	17
Figure 1.5: Fraction de fines dans la caisse d'arrivée versus consistance.....	17
Figure 1.6: Fraction des fines dans la caisse d'arrivée versus rétention des fines.	18
Figure 1.7: Valeurs mesurées versus valeurs prédites pour R_{sabot}^f	21
Figure 1.8: Drainage au sabot versus rétention de la matière fibreuse.....	26
Figure 1.9: Réduction de la turbidité de la pâte recyclée versus dosage de bentonite.	29
Figure 2.1: Caisse d'arrivée hydraulique de type Converflo (Beloit Corp.).	34
Figure 2.2: Le formeur (Bel-Baie III, Beloit Corp.).....	36
Figure 2.3: La section des presses (Tri vent, Beloit Corp.).....	37
Figure 2.4: La boucle courte de recirculation de l'eau blanche.	39
Figure 2.5: Bilans de masse au formeur pour l'approche 1.	47
Figure 2.6: Bilans de masse au formeur pour l'approche 2.	48
Figure 2.7: Organigramme de calcul pour la machine à papier	60
Figure 2.8: Évolution du débit de pâte fraîche versus R_{sabot}^f (simulation).....	63
Figure 2.9: Évolution de la consistance dans C.A. versus R_{sabot}^f (simulation).	63
Figure 2.10: Consistance de la feuille sortant du formeur versus Dr_{sabot}	64
Figure 3.1: Débit boîte à vide du feutre preneur versus âge du feutre.	70
Figure 3.2: Débit boîte à vide feutre inférieur versus âge du feutre.....	71
Figure 3.3: Débit boîte à vide troisième feutre versus âge du feutre.	72
Figure 3.4: Échantillons prélevés en zone de formation.	74
Figure 3.5: Échantillons prélevés dans la section des presses.....	74
Figure 3.6: Schéma du système de la section des presses 1 et 2.....	81
Figure 3.7: Schéma du système de la section de la presse 3.	81

Figure 3.8: Système détaillé de la section de la presse 3.	89
Figure 3.9: Concentration des SDC versus localisation.....	96
Figure 3.10: Concentration des hémicelluloses versus localisation.....	98
Figure 3.11: Concentration des acides gras et résineux versus localisation.....	101

LISTE DES ABRÉVIATIONS

Caractères romains:

a	surface de la buse d'une douche (m^2)
A	coefficient de perméabilité $(kPa.s)^{-1}$
AGR	acides gras et résineux
averM	moyenne des mesures de R_{sabot}^f lors des essais (%)
b_1	courant d'eau blanche sortant de la bacholle sous presse 1
b_2	courant d'eau blanche sortant de la bacholle sous presse 2
b_3	courant d'eau blanche sortant de la bacholle sous presse 3
B	dosage de bentonite (kg/t de pâte recyclée)
ca	indice se rapportant à la pâte de la caisse d'arrivée
caisse	indice se rapportant à un phénomène ayant lieu sur la caisse aspirante du formeur
C	consistance d'un courant (%)
CF	cofacteur
COT	débit massique de carbone organique total (t/d)
d_b	diamètre de la buse d'un rinceur (m)
D	débit massique total (t/d)
Dr	drainage (%)
d_{roul}	diamètre d'un rouleau (m)
eb	indice se rapportant à l'eau blanche drainée au sabot de formation
élément	indice se rapportant à l'ensemble composé de la caisse aspirante, du 1 ^{er} cylindre aspirant et du 2 ^{ème} cylindre aspirant
e_1	courant d'eau blanche extraite de la feuille de papier en première presse

e_2	courant d'eau blanche extraite de la feuille de papier en deuxième presse
e_3	courant d'eau blanche extraite de la feuille de papier en troisième presse
e_3b_3d	courant d'eau blanche extraite de la feuille à la troisième presse et recueilli directement en bacholle 3
e_3b_3I	courant d'eau blanche extraite de la feuille à la troisième presse et recueilli indirectement en bacholle 3
e_3u_3	courant d'eau blanche extraite de la feuille à la troisième presse et aspiré par la boîte à vide du troisième feutre
E	débit massique d'eau (t/d)
Ebj	courant d'eau blanche dans la simulation, $j \in \{1; 31\}$
ELI_TU_R	réduction de la turbidité de la pâte recyclée par ajout de bentonite (%)
f	débit massique de fibres fines (t/d)
f	exposant se rapportant aux fibres fines
fp_1	facteur de perméabilité de la première presse (kPa.s) ⁻¹
fp_2	facteur de perméabilité de la deuxième presse (kPa.s) ⁻¹
fp_3	facteur de perméabilité de la troisième presse (kPa.s) ⁻¹
F	dosage de flocculant (L/min)
Fj	courant de feuille de papier dans la simulation, $j \in \{1;10\}$
G	grammage du papier produit (g/m ²)
I	dosage de cofacteur (cm ³ /min)
k	nombre total d'expériences réalisées
k_1	taux d'adsorption des colloïdes sur la matière fibreuse (s ⁻¹)
k_2	taux de désorption des colloïdes de la matière fibreuse (s ⁻¹)
l	débit massique de fibres longues (t/d)
l	exposant se rapportant aux fibres longues
L_{ca}	largeur de la caisse d'arrivée (m)

m	ratio d'humidité
M	débit massique de matière fibreuse totale (t/d)
$M(i)$	valeur mesurée de R_{sabot}^f pour l'expérience i (%)
$M_{\text{chap}}(i)$	valeur de R_{sabot}^f prédite par le modèle, pour l'expérience i (%)
n	facteur de compressibilité
n_0	ratio du nombre de colloïdes initialement présents dans une suspension sur le nombre maximum de colloïdes qu'il est possible d'adsorber sur la matière fibreuse
n'	quotient de la vitesse du jet sortant de la caisse d'arrivée sur la vitesse du 1 ^{er} cylindre aspirant
N	largeur de la zone de pincement d'une presse (po)
OL_{ca}	ouverture des lèvres de la caisse d'arrivée (m)
p	indice se rapportant au matelas fibreux après le sabot de formation
P_1	pression appliquée à la première presse (MPa)
P_2	pression appliquée à la deuxième presse (MPa)
P_3	pression appliquée à la troisième presse (MPa)
P_i	pression absolue à l'intérieur d'un rinceur (Pa)
P_e	pression absolue à l'intérieur d'un rinceur (Pa)
P_{ca}^i	pression absolue à l'intérieur de la caisse d'arrivée (Pa)
P_{ca}^e	pression absolue à l'extérieur de la caisse d'arrivée (Pa)
PEO	Oxyde de PolyÉthylène (floculant)
P_j	courant de pâte dans la simulation, $j \in \{1;15\}$
Pl_1	pression linéaire appliquée à la première presse (kN/m)
Pl_2	pression linéaire appliquée à la deuxième presse (kN/m)
Pl_3	pression linéaire appliquée à la troisième presse (kN/m)
Pr	production de papier à la bobineuse (t/d)
r_0	cinétique d'adsorption des colloïdes sur les fines (s^{-1})
r_{jk}	courant de rinceur de la section des presses, $j \in \{1;19\}$, $k \in \{a;g\}$

r_i	courant de l'ensemble des rinceurs du feutre inférieur
r_p	courant de l'ensemble des rinceurs du feutre preneur
r_3	courant de l'ensemble des rinceurs du troisième feutre
r_3b_3	courant d'eau des rinceurs du troisième feutre recueilli en bacholle 3
r_3u_3	courant d'eau des rinceurs du troisième feutre aspiré par la boîte à vide du troisième feutre
R	rétenion (%)
R^2	coefficient de corrélation d'une régression
Re	nombre de Reynolds
R_{rev}	dureté du revêtement d'un rouleau (P&J)
R_{jk}	courant de rinceur de la zone de formation, $j \in \{1;14\}$, $k \in \{a;e\}$
sabot	indice se rapportant à un phénomène ayant lieu au sabot de formation du formeur
S_{ca}	surface de la caisse d'arrivée perpendiculaire au jet de pâte (m^2)
SDC	débit massique de solides dissous et colloïdaux (t/d)
SS	solides en suspension
t_e	nombre de jours qu'ont duré les essais (d)
t	exposant se rapportant à la matière fibreuse totale
$t(v)$	variable de la table de Student, pour v degrés de liberté
T_{rev}	épaisseur du revêtement d'un rouleau (po)
$TU_{R_{après}}$	turbidité de la pâte recyclée après ajout de bentonite (FTU)
$TU_{R_{avant}}$	turbidité de la pâte recyclée avant ajout de bentonite (FTU)
u_i	courant d'eau blanche aspirée par la boîte à vide du feutre inférieur
u_p	courant d'eau blanche aspirée par la boîte à vide du feutre preneur
u_3	courant d'eau blanche aspirée par la boîte à vide du troisième feutre
v	vitesse d'un fluide (m/s)
V	vitesse des rouleaux des presses (m/s)
V_{ca}	vitesse du jet de pâte sortant de la caisse d'arrivée (m/s)

$V_{\text{enrouleuse}}$	vitesse de l'enrouleuse (m/s)
V_l	courant de vapeur sortant de la sècherie
$V_{\text{1er cyl. asp.}}$	vitesse du premier cylindre aspirant (m/s)
$x:$	fraction de l'eau extraite de la feuille en troisième presse restant dans le feutre
Y_f	fraction de fines
1er cyl. bas	indice se rapportant à un phénomène ayant lieu à la sortie du premier cylindre aspirant du formeur
1er cyl. haut	indice se rapportant à un phénomène ayant lieu à l'entrée du premier cylindre aspirant du formeur
2ème cyl.	indice se rapportant à un phénomène ayant lieu sur le second cylindre aspirant du formeur

Lettres grecques:

α	intervalle de confiance dans une table statistique
β	rapport du diamètre de la buse d'un rinceur sur le diamètre du tuyau
γ	coefficient de décharge
μ	viscosité dynamique d'un fluide (Pa.s)
ν	nombre de degrés de liberté d'une régression
θ	ratio du nombre de colloïdes adsorbés sur la matière fibreuse sur le nombre maximum de colloïdes qu'il est possible d'adsorber
ρ	masse volumique d'un fluide (kg/m^3)

LISTE DES ANNEXES

ANNEXE I RÉSULTAT DE L'EXPÉRIMENTATION EN USINE (ESSAI BENTONITE)	117
ANNEXE II ALGORITHME DE LA RÉGRESSION LINEAIRE.....	131
ANNEXE III NOMENCLATURE DES COURANTS DANS LA SIMULATION ...	139
ANNEXE IV DÉVELOPPEMENT DE LA SIMULATION	142
ANNEXE V CONVERSION D'UNITÉS DE PRESSION	160
ANNEXE VI RINCEURS DE LA MACHINE À PAPIER	162
ANNEXE VII DÉBITS MASSIQUES DES COURANTS DE LA SECTION DES PRESSES	169
ANNEXE VIII ORGANIGRAMME DE CALCUL POUR LA MACHINE À PAPIER	178
ANNEXE A DIAGRAMME D'ÉCOULEMENT DE LA SIMULATION.....	pochette

INTRODUCTION

L'industrie papetière est à la fois une grande consommatrice d'eau et une grande productrice d'effluents. Mais les normes environnementales, de plus en plus sévères, l'obligent à renverser cette tendance. La solution universellement envisagée par les papetiers pour réduire simultanément l'apport et le rejet d'eau est le recyclage de l'eau blanche (appelée ainsi à cause de son aspect laiteux) à l'intérieur de l'usine.

Cette fermeture des circuits provoque un enrichissement de l'eau blanche en fibres fines (matière fibreuse de dimension inférieure à 0,2 mm), en charges et en solides dissous et colloïdaux. En effet, l'eau fraîche est maintenant remplacée par une eau plus chargée, et le débit de purge a diminué. Les fibres longues de cellulose, quant à elles, sont très bien retenues dans la feuille de papier, et sont donc purgées du système. Le problème d'accumulation concerne seulement les composés dont la rétention sur la feuille de papier est médiocre.

Dans ces conditions, il est primordial de forcer les composés ayant tendance à s'accumuler dans les circuits d'eau, à rester dans la feuille de papier, c'est à dire d'augmenter leur rétention. Néanmoins, cet objectif ne doit pas nuire à la qualité du papier produit. En ce qui concerne les fibres fines, nous savons qu'elles sont difficilement retenues, et de nombreux adjuvants chimiques ont été mis au point, et sont actuellement utilisés par l'industrie papetière, afin d'améliorer leur rétention. Pour la majorité de ces adjuvants, leur mode d'action repose sur la formation de floccs contenant des fibres longues et des fines.

Pour les solides dissous et colloïdaux, il a été établi que leur rétention varie beaucoup selon leur nature, selon leur affinité avec les fibres de cellulose ou avec les fibres fines, selon leur degré d'hydrophobicité, et aussi selon le type d'agent de rétention utilisé par

l'usine. Le problème est donc complexe, et l'état des connaissances à ce jour ne nous permet pas encore de dire avec certitude quels composés sont préférentiellement retenus et lesquels suivent plutôt l'eau drainée.

Les objectifs de ce projet sont les suivants:

- déterminer, pour le cas particulier d'une usine, et pour la section des presses, quels solides dissous et colloïdaux sont adsorbés sur la feuille de papier, et seront donc purgés du système, et lesquels suivent l'eau blanche et enrichiront ensuite les circuits d'eau blanche.
- développer un modèle empirique de la rétention des fines au niveau du sabot de formation, en fonction des agents de rétention utilisés à l'usine.

La démarche adoptée pour atteindre ces objectifs a été tout d'abord d'analyser et de traiter les résultats d'essais ayant eu lieu à l'usine, pour ensuite développer un modèle empirique très simple de prédiction de la rétention des fines au sabot de formation. Ce modèle a par la suite été intégré à une simulation de la machine à papier, réalisée sur plate forme Cadsim® Plus Papdyn®. Cette simulation nous a permis d'estimer les débits d'eau blanche extraits de la feuille de papier à la machine. En effet, ces débits sont souvent mal connus et difficilement mesurables. Ils sont pourtant nécessaires pour réaliser des bilans de matière autour des presses, qui, conjugués aux résultats d'analyses d'échantillons prélevés en usine, vont nous permettre d'acquérir une meilleure connaissance du comportement des solides dissous et colloïdaux lors de l'opération de pressage de la feuille.

CHAPITRE I

MODÉLISATION EMPIRIQUE DE LA RÉTENTION DES FINES

Lors de la formation du papier, une suspension très diluée, composée principalement de fibres longues de cellulose, de fibres fines et d'eau, est injectée entre deux toiles de formation. Les fibres longues sont très bien retenues dans le matelas fibreux, tandis qu'une quantité assez importante de fines passe à travers la toile et suit l'eau drainée. Ces fines sont par la suite recirculées, mais elles ont le désavantage d'augmenter la charge des eaux blanches. Un des défis des producteurs de papier consiste à retenir une quantité optimale de fines dans le papier, afin d'épurer les eaux blanches de l'usine et d'opacifier le papier.

Dans ce chapitre, nous analysons la méthode de calcul de la rétention des fines utilisée couramment par les usines et nous étudions les paramètres influençant cette rétention, notamment l'effet du contrôleur de grammage et des additifs chimiques. Nous enchaînons ensuite par une étude du drainage au niveau du sabot de formation.

1.1 Les essais

1.1.1 Présentation de l'usine

Les essais ont été réalisés à l'usine MacLaren, située à Masson-Angers, au Québec. Cette usine fabrique du papier journal, à raison de 620 t/d vendables, à partir d'un mélange constitué d'environ 47% de pâte mécanique, 40% de pâte chimique (sulfite à très haut rendement), 12% de pâte recyclée, et enfin 1% de pâte kraft.

1.1.2 Réalisation des essais

Ces essais ont été réalisés sur le site industriel, pendant une période de temps assez longue (du 20 mars au 27 juin 1997). Les objectifs poursuivis par l'usine lors de ces

essais étaient multiples. Tout d'abord, les responsables désiraient épurer l'eau blanche de l'usine, en injectant une certaine quantité de bentonite dans la pâte recyclée, et en quantité proportionnelle à celle-ci. Les matières colloïdales et dissoutes, en s'adsorbant sur les particules de bentonite, devraient permettre d'abaisser la turbidité de l'eau blanche de l'usine. Ensuite, la rétention des fines dans le papier devait être améliorée, en optimisant les dosages des agents de rétention utilisés.

Les expériences ont été effectuées en faisant varier trois paramètres:

- le dosage de bentonite (notée B),
- le dosage de cofacteur (noté I), constitué par un mélange de résine phénolique et de sulfonate,
- le dosage de flocculant (noté F), qui est de l'Oxyde de PolyÉthylène (PEO).

Pendant ces essais, la bentonite était injectée à la succion de la pompe de pâte recyclée, située avant le cuvier de machine, et la gamme du dosage variait entre 0 et 8 kg/t de pâte recyclée. Le cofacteur était injecté à la succion de la pompe volumétrique secondaire, qui se trouve entre le désaérateur et le tamis primaire, dont les quantités allaient de 130 à 255 cm³/min. Enfin, le flocculant était introduit à la sortie du tamis primaire, et le dosage variait entre 13 et 24 L/min. L'ordre d'injection des produits chimiques est donc chronologiquement: bentonite, puis cofacteur et enfin flocculant.

Les échantillons étaient prélevés 3 heures après les changements de dosage, et les changements suivants étaient apportés immédiatement après l'échantillonnage. De sorte que les tests ont été réalisés toutes les 3 heures environ. Les échantillons prélevés et les analyses effectuées étaient:

- pâte recyclée avant et après injection de bentonite (analyse de turbidité sur le filtrat de l'échantillon),

- pâte dans la caisse d'arrivée (analyse de la consistance, pourcentage de cendres, fraction de fines, turbidité du filtrat),
- eau blanche drainée du matelas au niveau du sabot de formation (analyse de la consistance, pourcentage de cendres, fraction de fines, turbidité),
- papier sec (analyse du pourcentage de cendres),
- lecture de la consommation de vapeur à la sècherie, pour obtenir une siccité de 91 % en sortie de sècherie.

Les résultats des essais sont regroupés dans l'annexe I, tableaux I.1, I.2 et I.3.

Il est important de noter que lors de ces essais, l'usine fabriquait un papier journal de grammage 48,8 g/m², sauf la journée du 08-04-97 de 5h30 à 9h30. Nous avons donc éliminé les points correspondant aux échantillons prélevés à 10h et à 13h30 ce jour là, puisque nous savons que le grammage a un effet prépondérant sur la rétention.

Le tableau I.4, annexe I, indique les proportions des différentes pâtes qui constituent l'alimentation de la machine à papier. Le relevé du pourcentage n'est effectué qu'une seule fois par jour. Dans ce tableau, la somme des pourcentage des pâtes chimique, mécanique, kraft et recyclée donne un total de 100%, et la quantité de pâte cassée injectée est calculée sur la base de ces 100%. On remarque que le pourcentage de cassés varie beaucoup d'une journée à l'autre (entre 4,5 et 41,7%).

1.2 Modélisation empirique de la rétention des fines

1.2.1 La méthode de calcul de la rétention

Les résultats dont nous disposons proviennent d'échantillons prélevés en caisse d'arrivée et dans l'eau blanche qui est drainée au niveau du sabot de formation, c'est à dire la première eau rejetée par le matelas fibreux à l'endroit où les deux toiles se rejoignent. Cette eau représente le plus gros débit d'eau blanche qui sort du formeur, d'après les

estimations de Beloit Corp. (Pulp and Paper Manufacture, 1983) sur le drainage dans une machine de type sabot-lames. La machine à papier de MacLaren, une Bel-Baie III, correspond bien à ce type de design. La figure 1.1 représente le formeur, les diverses sorties d'eau, et l'importance relative de chaque élément dans le drainage du matelas fibreux. Les courants B-C, D, E-F et G représentés sur la figure 1.1, sont issus respectivement du sabot de formation, de la caisse aspirante, du premier cylindre aspirant et du second cylindre aspirant. Dans le cas qui nous préoccupe, les échantillons ont été prélevés dans les courants B et C.

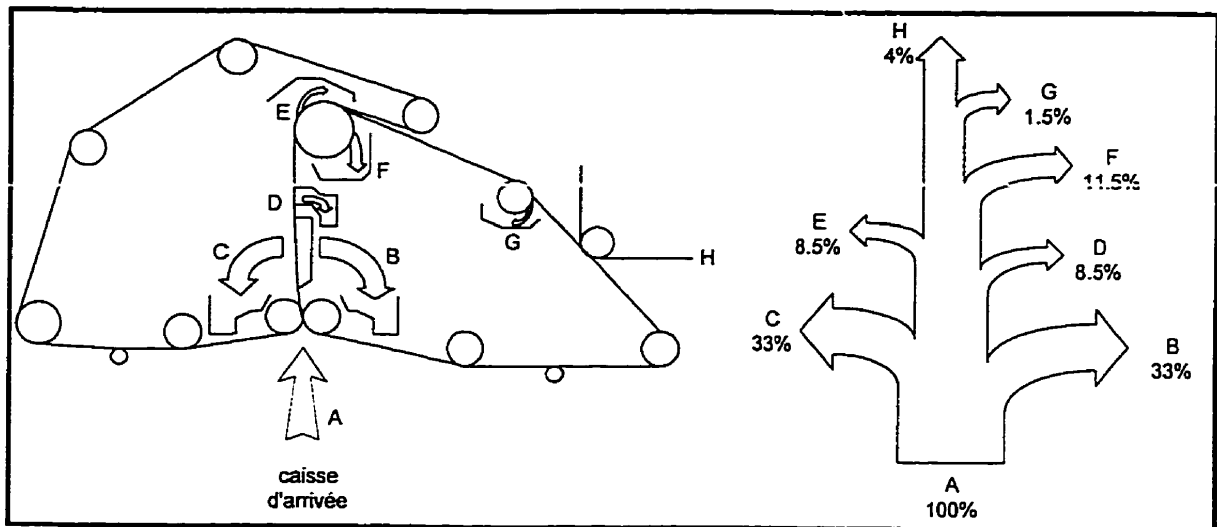


Figure 1.1: Répartition du drainage sur une machine double-toile (Beloit Corp).

Dans la suite de ce rapport, nous appellerons:

R_{sabot}^f : la rétention des fines au niveau du sabot de formation (%)

R_{sabot}^l : la rétention des fibres longues au niveau du sabot (%)

R_{sabot}^t : rétention de la matière fibreuse totale au niveau du sabot (%)

D: un débit massique total (en t/d)

l: un débit massique en fibres longues (en t/d)

f: un débit massique en fines (en t/d)

C: la consistance d'un courant (en %)

Yf: la fraction de fines, correspondant au quotient du débit massique de fines par le débit massique de matière fibreuse totale.

L'indice "_{ca}" sera attribué à une propriété mesurée en caisse d'arrivée, l'indice "_{eb}" à une propriété mesurée dans l'eau blanche drainée au niveau du sabot de formation, et enfin par l'indice "_p" nous nous rapporterons à la feuille de papier après passage sur le sabot.

La définition réelle de la rétention des fines est la suivante:

$$R_{sabot}^f = 100 \frac{C_{ca} Yf_{ca} D_{ca} - C_{eb} Yf_{eb} D_{eb}}{C_{ca} Yf_{ca} D_{ca}}$$

$$\boxed{R_{sabot}^f = 100 \left(1 - \frac{C_{eb} Yf_{eb} D_{eb}}{C_{ca} Yf_{ca} D_{ca}} \right)} \quad (1.1)$$

Il s'agit de la quantité de fines restant dans le matelas par rapport à la quantité qui a été injectée sur la machine à papier.

Or les débits d'eau blanche drainée et de pâte sortant de la caisse d'arrivée sont mal connus dans les usines et non aisément mesurables. Pour cela, une relation simplifiée est utilisée dans les usines, basée sur l'hypothèse que les débits d'eau blanche et sortant de la caisse d'arrivée sont du même ordre de grandeur. Autrement dit, que le débit de matelas fibreux est négligeable en comparaison des deux autres. La relation obtenue par cette simplification est la suivante:

$$\boxed{R_{sabot}^f = 100 \left(1 - \frac{C_{eb} Yf_{eb}}{C_{ca} Yf_{ca}} \right)} \quad (1.2)$$

Or cette hypothèse, qui est valable lorsqu'on calcule la rétention globale sur toute la machine, ne l'est plus lorsque l'on se place au tout début de la zone de formation. En effet, à la sortie de la sècherie, le papier contient 91 % de matière sèche, et ce débit est minime en comparaison du gigantesque débit de pâte à 1 % qui sort de la caisse

d'arrivée. Mais au niveau du sabot de formation, nous avons vu que 34 % de l'eau de la pâte est encore présente dans le matelas. Le débit du matelas fibreux est encore très grand et non négligeable en comparaison des deux autres. Nous ne pouvons donc utiliser la relation 1.2 dans notre cas sans risquer de faire une grossière erreur. Il faut donc calculer la rétention des fines avec l'équation 1.1, sans effectuer de simplification.

Pour cela, la difficulté réside dans l'estimation des débits d'eau blanche et de celui sortant de la caisse d'arrivée. Ce dernier peut être estimé en utilisant l'équation de Bernouilli simplifiée, de laquelle on peut déduire la vitesse du jet sortant de la caisse d'arrivée:

$$V_{ca} = \sqrt{2 \frac{P_{ca}^i - P_{ca}^e}{\rho}} \quad (1.3)$$

- V_{ca} étant la vitesse de la pâte sortant de la caisse d'arrivée (m/s)
- P_{ca}^i étant la pression à l'intérieur de la caisse d'arrivée (Pa)
- P_{ca}^e étant la pression à l'extérieur de la caisse d'arrivée, supposée égale à la pression atmosphérique (Pa)
- ρ étant la masse volumique (kg/m^3) de la pâte, supposée égale à celle de l'eau, puisque la pâte est très diluée (environ 1 %)

La pression dans la caisse d'arrivée est relevée régulièrement par les opérateurs de la machine, et est donc connue. Nous pouvons alors déduire la vitesse du jet de pâte de la relation 1.3. Par ailleurs, le produit de l'ouverture des lèvres de la caisse d'arrivée par la largeur de la caisse permet de calculer la surface perpendiculaire au jet de pâte. Cette valeur de la surface constitue néanmoins une approximation, puisque l'ouverture des lèvres se rétrécit sur les bords de la machine (la surface n'est pas parfaitement rectangulaire). Grâce aux deux valeurs de vitesse de jet et de surface d'injection, il est alors possible d'atteindre la valeur du débit volumique injecté entre les deux toiles. La conversion du débit volumique en débit massique (en t/d) se fait simplement en

multipliant par un facteur 1,44 (les approximations faites précédemment justifient l'assimilation de la pâte à de l'eau pure, dont la masse volumique est de 1000 kg/m^3). Le débit injecté sur la machine est considéré constant pendant toute la durée des essais, puisque l'ouverture des lèvres et la pression sont demeurés inchangés. Ce débit a été estimé à 140 000 t/d dans le cas des essais à l'usine.

L'hypothèse majeure du calcul de la rétention repose sur le fait que le grammage est contrôlé et maintenu constant. Également, l'humidité du papier fini est contrôlée grâce à l'injection variable de vapeur dans les cylindres de la sècherie. Ce qui signifie en d'autres termes que la matière sèche produite est constante dans le temps. Pour que cette matière sèche soit constante au bout sec de la machine, il faut aussi qu'elle le soit au bout humide, puisqu'il n'y a aucun moyen de contrôle tout au long de la machine. D'où l'hypothèse que le débit de matière fibreuse dans le matelas est constant, quels que soient les dosages de produits chimique. Bien évidemment, ce débit ne sera plus le même si la cible de production change (modification du grammage et/ou modification de la vitesse de la machine). La difficulté réside dans l'estimation de ce débit de matière sèche dans le matelas après le sabot de formation. Dans notre cas particulier, ce débit a été pris égal à 896 t/d, d'après une estimation récente d'une firme de génie conseil à l'usine MacLaren.

On peut ensuite écrire le bilan sur la matière fibreuse, autour du sabot de formation:

$D_{ca} C_{ca} = D_{eb} C_{eb} + D_p C_p$, ce qui nous amène à:

$$D_{eb} = \frac{D_{ca} C_{ca} - D_p C_p}{C_{eb}} \quad (1.4)$$

Dans l'équation 1.4, nous connaissons D_{ca} , qui a été estimé à 140 000 t/d. Nous avons également estimé $D_p C_p$, qui prend la valeur 900 t/d. Étant donné que C_{ca} et C_{eb} sont mesurés pour chaque essai, nous sommes alors en mesure d'en déduire la valeur de D_{eb} pour chaque test. Grâce à la valeur de D_{eb} , il est possible de connaître le drainage au niveau du sabot de formation. L'observation du drainage n'est pas possible si l'on utilise

la relation 1.2 de calcul de la rétention. La définition que nous prendrons pour le drainage, estimé en pourcentage, dans la suite de ce rapport, est la suivante:

$$Dr_{sabot} = 100 \frac{D_{eb}(1 - C_{eb})}{D_{ca}(1 - C_{ca})} \quad (1.5)$$

En d'autres termes, le drainage est ici le débit massique d'eau contenue dans le courant d'eau blanche drainée au niveau du sabot de formation, divisé par le débit massique d'eau dans le courant de pâte sortant de la caisse d'arrivée.

Dès lors, nous sommes en mesure de calculer la rétention des fines selon l'équation 1.1, puisque D_{eb} (variable) est déduit de la relation 1.4, D_{ca} (constant) a été estimé, et C_{eb} , Yf_{eb} , C_{ca} et Yf_{ca} sont mesurés lors de chaque test.

La rétention des fibres longues est égale à:

$$R'_{sabot} = 100 \left[1 - \frac{D_{eb} C_{eb} (1 - Yf_{eb})}{D_{ca} C_{ca} (1 - Yf_{ca})} \right] \quad (1.6)$$

Quant à la rétention de la matière fibreuse totale, elle est calculée par l'équation:

$$R'_{sabot} = 100 \left(1 - \frac{D_{eb} C_{eb}}{D_{ca} C_{ca}} \right) \quad (1.7)$$

Les valeurs de D_{eb} , D_p , Dr , C_p , R^f_{sabot} , R^l_{sabot} et R^t_{sabot} se trouvent en annexe I dans le tableau I.5. Ce tableau contient les valeurs de R^f_{sabot} calculée avec la méthode décrite précédemment (équation 1.1, R^f_{sabot} corrigée), et les valeurs obtenues par la relation simplifiée 1.2 (R^f_{sabot} simplifiée). La comparaison entre les deux méthodes de calcul est illustrée en figure 1.2. On constate, à la vue de ce graphique, que l'ordre de grandeur de la rétention des fines est très différent selon la méthode de calcul employée. En effet,

avec la simplification, R_{sabot}^f varie de 10 à 25 % pendant les essais, alors qu'elle se situe entre 40 et 65 % avec la vraie relation.

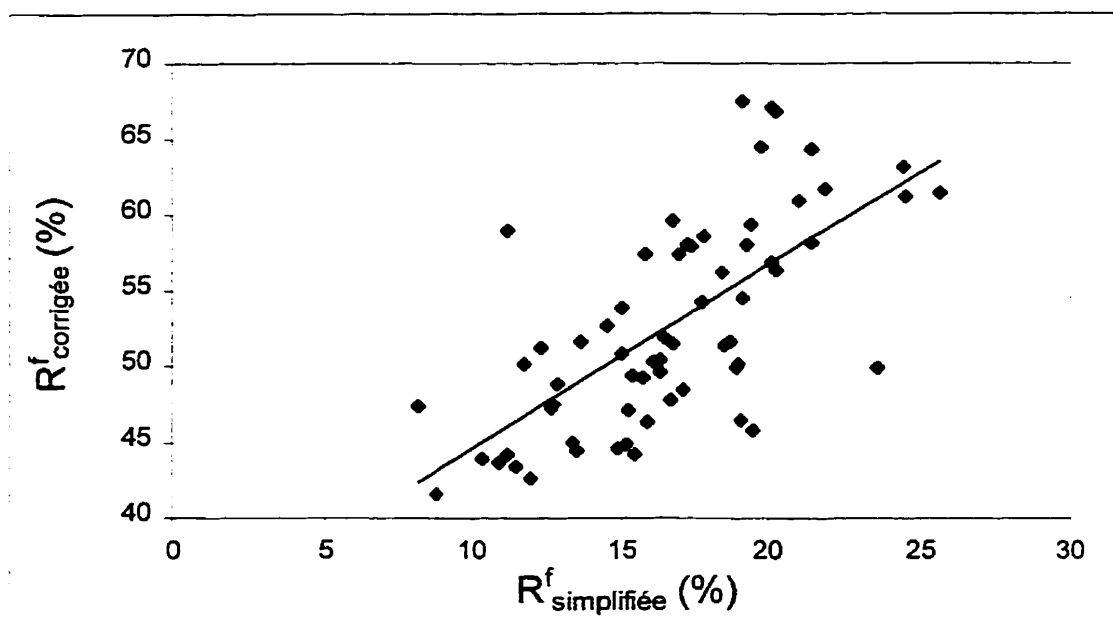


Figure 1.2: Comparaison des deux méthodes de calcul de R_{sabot}^f

Graff (1991) a réalisé une étude sur la distribution de matière dans la partie humide d'une machine à papier, sur la machine à papier pilote de l'Institut de Recherche sur les Pâtes et Papiers du Canada (Paprican). Les débits étant mesurables ou estimables sur une telle machine, elle a donc calculé la rétention des fines avec la vraie définition. Ses résultats sont concordants avec les résultats obtenus ici, puisque lors de ses essais, la rétention des fines dans la partie humide variait entre 40 et 60%. Nous observons sur la figure 1.2 une assez grande dispersion entre les points. Ceci peut être expliqué par l'influence du drainage, qui est pris en compte dans le calcul de R_{sabot}^f corrigée et non dans le calcul de R_{sabot}^f simplifiée. En effet, nous savons que le drainage et la rétention sont intimement liés: la rétention a indubitablement un effet sur le drainage, même si cet effet est assez complexe, et dépend pour beaucoup du type d'agent de rétention utilisé (Britt et Unbehend, 1985; Forsberg et Ström, 1997). Dans le cas de R_{sabot}^f simplifiée, quand on

observe une diminution de la consistance de l'eau blanche drainée, on en déduit que la rétention a augmenté. Mais cette observation peut aussi être due à une augmentation du drainage, qui a pour effet de diluer davantage l'eau blanche. Cette incertitude est éliminée dans le calcul de R_{sabet}^f corrigée. Au vu de ces résultats, nous utiliserons dorénavant les valeurs de R_{sabet}^f corrigées dans la suite de la modélisation.

1.2.2 Modélisation de la rétention des fines

1.2.2.1 Modèle à cinq facteurs

La modélisation a été réalisée en faisant une régression linéaire, basée sur la méthode des moindres carrés (Applied Linear Regression, 1985). Pour cela, un programme a été écrit dans Matlab®, et qui se trouve en annexe II. Ce programme permet de déterminer les coefficients multiplicatifs devant chaque facteur. Le modèle recherché est:

$$R_{sabet}^f = a + bB + cI + dF + eC_{ca} + fYf_{ca} \quad (1.7)$$

Les facteurs de ce modèle sont:

- le dosage de bentonite (B)
- le dosage de cofacteur (I)
- le dosage de flocculant (F)
- la consistance dans la caisse d'arrivée (C_{ca})
- la fraction de fines dans la caisse d'arrivée (Yf_{ca})

Les six coefficients a, b, c, d, e et f seront déterminés par la régression. Les unités des facteurs utilisées dans la régression sont les mêmes que celles se trouvant dans les tableaux I.1, I.2, I.3 et I.5 en annexe I. Ces valeurs n'ont pas été centrées et réduites, il faut donc transformer les coefficients obtenus afin d'obtenir des coefficients comparables entre eux et indépendants des unités choisies. Ainsi un calcul est effectué pour obtenir des valeurs du critère de Student ("t-values"), qui permettent de juger de la signification de chaque facteur, et de son poids relatif dans la prédiction de la rétention des fines. Le détail du calcul des "t-values" se trouve en annexe II. Pour effectuer le test de Student,

on doit comparer la "t-value" de chaque facteur avec la distribution de Student à v degrés de liberté (avec $v = \text{nombre d'essais} - \text{nombre de coefficients à estimer} - 1$). La valeur de $t(v)$ est simplement lue dans une table, en choisissant une valeur de α . Le programme mis en œuvre permet également de calculer le coefficient de corrélation R^2 de la régression. Ce coefficient est calculé comme suit:

$$R^2 = \frac{\sum_{i=1}^k (Mchap(i) - averM)^2}{\sum_{i=1}^k (M(i) - averM)^2} \quad (1.8)$$

Dans cette relation,

$Mchap(i)$ est la valeur de R_{sabot}^f prédite par le modèle, pour l'expérience i

$M(i)$ est la valeur de R_{sabot}^f mesurée, pour l'expérience i

$averM$ est la moyenne de toutes les mesures de R_{sabot}^f lors des expériences

k est le nombre total d'expériences réalisées.

Ce coefficient de corrélation permet donc d'apprécier la qualité d'un modèle donné. Plus R^2 se rapproche de la valeur 1, meilleur est le modèle. La régression avec cinq facteurs a été réalisée avec les deux types de données: calcul de R_{sabot}^f par la véritable définition (équation 1.1) et par la relation simplifiée (équation 1.2). Il est important de préciser que les données utilisées pour faire ces deux régressions sont en tout point semblables ($k=59$, tous les points d'échantillonnage ont été pris en compte). Les résultats obtenus sont présentés dans le tableau 1.1 suivant.

Si nous nous attardons à comparer les deux colonnes du tableau 1.1, on constate que les résultats sont très différents. Dans la colonne de droite, le coefficient de corrélation a une valeur de 0,99, ce qui est excellent. Ce n'est pas le cas pour la modélisation de R_{sabot}^f en utilisant la méthode de calcul simplifiée, dont R^2 est de 0,67: le modèle est nettement moins performant. Cette observation peut constituer une validation partielle de la

méthode de calcul de R_{sabot}^f corrigée, expliquée plus haut. Dans la suite du projet, nous emploierons uniquement cette méthode de calcul de la rétention, considérée comme la plus valable.

Tableau 1.1: Résultats de la modélisation de R_{sabot}^f avec 5 facteurs

	R_{sabot}^f simplifiée	R_{sabot}^f corrigée
a	1,01	131,32
b	0,32	0,04
c	0,032	0,01
d	-0,13	0,01
e	-61,19	-142,44
f	118,56	81,79
t-value(a)	0,09	34,11
t-value(b)	2,15	0,73
t-value(c)	2,54	2,48
t-value(d)	-0,85	0,27
t-value(e)	-5,37	-34,74
t-value(f)	7,66	14,70
R^2	0,67	0,99

Ce qui frappe ensuite, en observant ces résultats est la prédominance des deux facteurs C_{ca} et Yf_{ca} . Inversement, les trois additifs chimiques ne semblent jouer aucun rôle sur la rétention des fines, observation totalement contraire à toutes les études effectuées précédemment en laboratoire. L'explication vient en fait de l'interférence sur nos mesures de la boucle de contrôle du grammage. Afin de bien en comprendre son fonctionnement, cet effet est rappelé (simplifié) en figure 1.3.

Avant tout, il est important de comprendre le rôle de la boucle courte de recirculation. Cette boucle utilise l'eau drainée au niveau du sabot de formation (à une consistance de 0,5 % environ) pour diluer la pâte fraîche provenant de la caisse à pâte (à une consistance de 3 % environ). L'eau blanche est récupérée dans le silo de la machine, où elle est mélangée à d'autres arrivées de pâte, notamment les acceptés du tamis

secondaire. À la sortie du silo, cette eau dilue la pâte par l'intermédiaire d'une pompe volumétrique. La pâte diluée va ensuite passer par des épurateurs, un désaérateur et un tamis, pour ensuite être injectée sur la machine, via la caisse d'arrivée. Ainsi, une partie de l'eau blanche "tourne en rond", d'où le terme de boucle de recirculation.

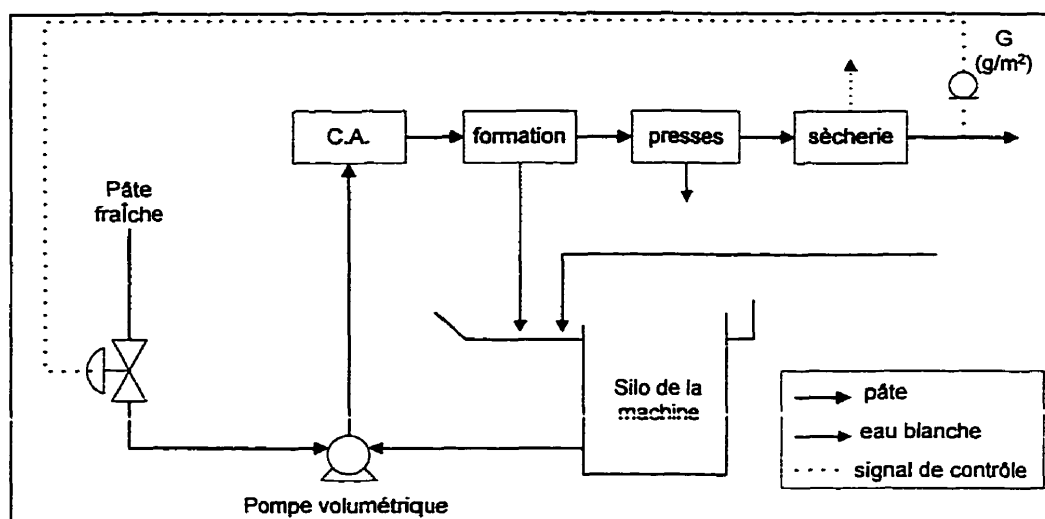


Figure 1.3: Fonctionnement schématique de la boucle de contrôle du grammage.

Par ailleurs, les usines fabriquent un papier dont le grammage est constant. Pour ce faire, un capteur est installé après la bobineuse, et lit la valeur du grammage du papier fini. Lorsque, pour une raison ou une autre, la lecture du grammage s'écarte trop de la valeur cible, un signal est envoyé à la vanne se trouvant sur le courant d'arrivée de pâte fraîche, et contrôlant son débit. Lorsque le grammage du papier augmente, la vanne d'arrivée de pâte va se fermer. Puisque la boucle de recirculation de l'eau blanche ne "voit" pas ce changement, et continue à transporter le même débit d'eau, on obtient en fin de compte une pâte moins consistante à la caisse d'arrivée. L'effet inverse est vrai aussi: une diminution du grammage va entraîner une augmentation de la consistance en caisse d'arrivée. Cet effet est facilement observable en usine et en simulation. Il faut noter qu'une variation du grammage va également produire une variation de la fraction de fines en caisse d'arrivée. Mais cet effet est assez complexe, puisque deux actions

contraires peuvent avoir lieu simultanément. Si l'augmentation du grammage est due à une augmentation de rétention des fines, alors les deux actions contraires sont:

- Effet 1: la fermeture de la vanne de grammage va entraîner une diminution de l'apport en fibres longues, dont la seule source est la pâte fraîche (composée d'environ 70% de fibres longues et de 30% de fines). L'eau blanche drainée et recirculée, quant à elle, contient essentiellement des fines, puisque la rétention des longues est proche de 100%; ces dernières restent donc en grande majorité dans le matelas fibreux. Cet effet va dans le sens d'une augmentation de Yf_{ca} .
- Effet 2: l'augmentation de R^f implique que l'eau blanche drainée contient moins de fines, qui sont retenues en plus grande quantité dans le matelas fibreux. Donc, moins de fines sont recirculées pour diluer la pâte fraîche. Ceci contribue à faire diminuer Yf_{ca} .

Nous venons d'expliquer l'effet d'une variation de grammage sur la consistance et la fraction de fines en caisse d'arrivée. Pour faire le lien avec le modèle de rétention, il suffit de comprendre qu'une augmentation de rétention va inmanquablement provoquer une augmentation du grammage. À la lumière de ce raisonnement, les résultats du tableau 1.1, et l'importance des deux facteurs C_{ca} et Yf_{ca} sont explicables. Nous n'observons pas l'influence de C_{ca} et Yf_{ca} sur R^f_{sabot} , mais bien l'effet indirect de R^f_{sabot} sur C_{ca} et Yf_{ca} (en réalité, l'effet de R^f_{sabot} sur le grammage, puis du grammage sur C_{ca} et Yf_{ca}). Quant aux signes de chaque coefficient des deux facteurs C_{ca} et Yf_{ca} , qui figurent dans le tableau 1.1, ils méritent notre attention. En ce qui concerne C_{ca} , le signe est négatif, explicable par le fait qu'une augmentation de R^f_{sabot} va provoquer une augmentation du grammage, qui va ensuite lui-même entraîner la fermeture de la vanne de pâte, puis la diminution de C_{ca} . Cette évolution est confirmée par la figure 1.4 suivante, où nous avons tracé C_{ca} en fonction de R^f_{sabot} , à partir des 59 points expérimentaux.

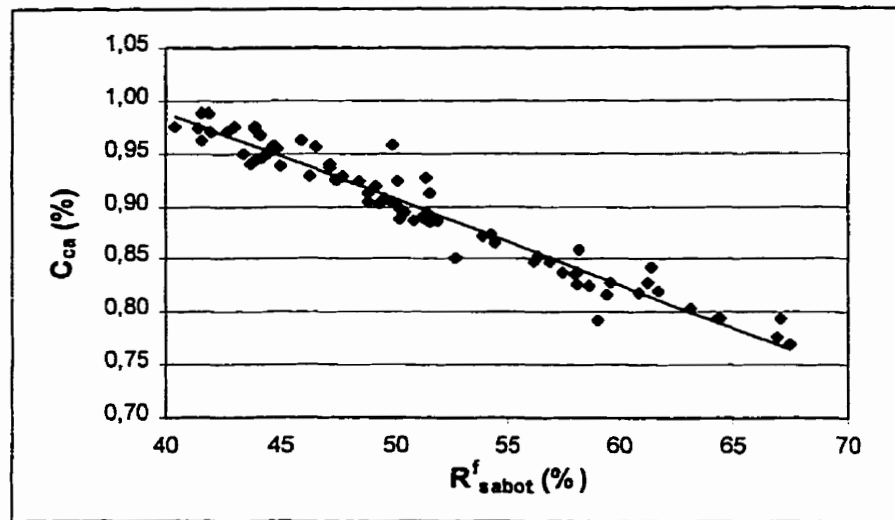


Figure 1.4: Consistance dans la caisse d'arrivée versus rétention des fines au sabot.

Penchons nous maintenant sur l'évolution de Yf_{ca} . Le coefficient f du tableau 1.1 est positif, mais il serait dangereux de tirer une conclusion concernant la relation entre R_{sabot}^f et Yf_{ca} à partir de cette observation, car nous savons que C_{ca} et Yf_{ca} sont des variables très dépendantes l'une de l'autre, et les coefficients devant chacune ne représentent donc pas l'effet pur de chacune de ces variables sur la réponse. Cette dépendance entre les deux paramètres est illustrée en figure 1.5.

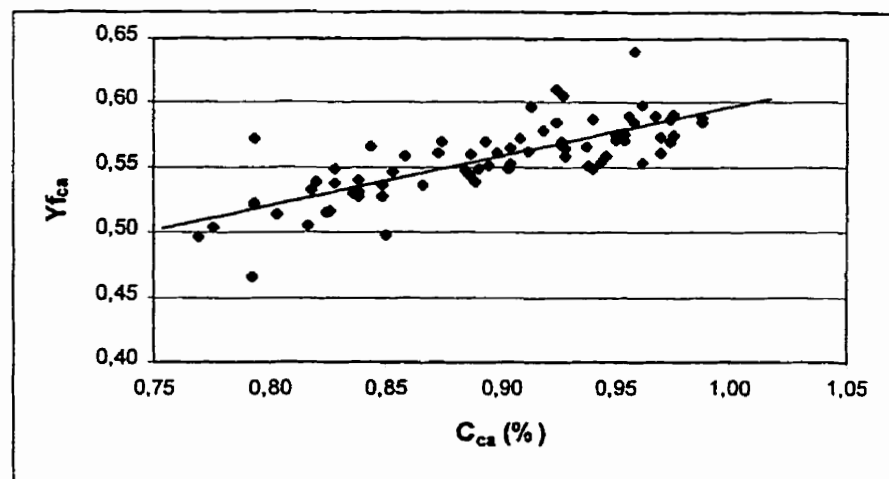


Figure 1.5: Fraction de fines dans la caisse d'arrivée versus consistance.

Afin de connaître avec certitude le type de relation qui existe entre la rétention des fines et la fraction de fines dans la caisse d'arrivée, il est préférable de se fier aux résultats expérimentaux bruts, et non au modèle obtenu. La courbe de la figure 1.6 a été tracée à partir des résultats expérimentaux.

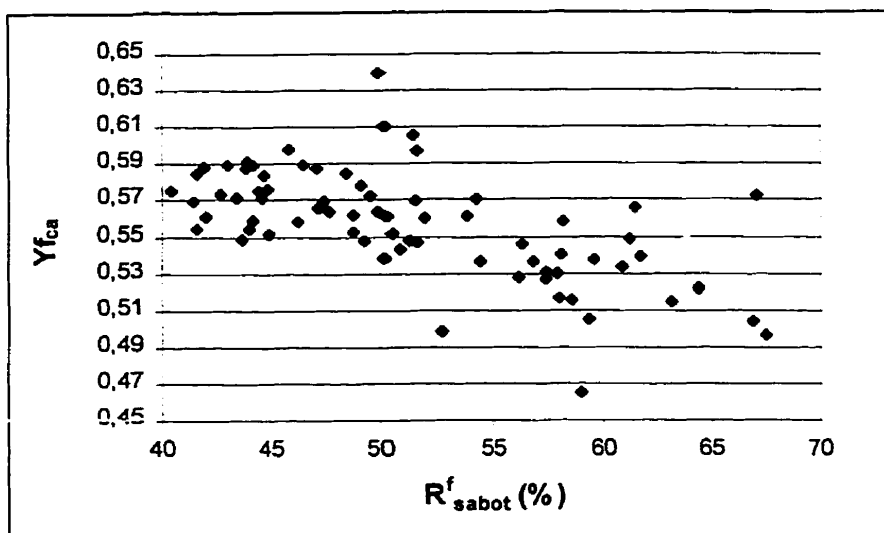


Figure 1.6: Fraction des fines dans la caisse d'arrivée versus rétention des fines.

Malgré l'assez grande dispersion des points, nous pouvons observer une pente négative de la courbe, ce qui signifie concrètement que le deuxième effet est plus important que le premier: une augmentation de la rétention des fines va réduire la quantité de fines dans l'eau blanche drainée, ceci ayant pour conséquence une diminution de la fraction de fines dans la caisse d'arrivée. Il ne faut donc pas se fier au signe du coefficient f du tableau 1.1, qui est biaisé par l'interdépendance des deux variables. Il faut tout de même remarquer que Yf_{ca} varie dans un champ assez restreint, entre 0,5 et 0,6 pour la majorité des points. Les deux effets contraires ont donc un poids relatif du même ordre de grandeur, conduisant à la quasi constance de Yf_{ca} .

L'équation 1.7 contient en réalité deux phénomènes:

- l'effet de R_{sabor}^f sur C_{ca} et sur Yf_{ca} , par l'intermédiaire du contrôleur de grammage.
- l'effet du dosage des agents de rétention B, I, F sur R_{sabor}^f .

Le premier effet est beaucoup plus important que le second, et lorsqu'on les regroupe dans une même équation, l'importance relative des agents de rétention est masquée par les deux autres paramètres.

Nous avons donc, à ce stade, expliqué les résultats obtenus, mais qui ne sont guère satisfaisants pour l'objectif recherché, qui est de déterminer les paramètres influents sur la rétention des fines, et de la modéliser. Nous devons donc modifier le modèle pour atteindre l'objectif fixé.

1.2.2.2 Modèle à trois facteurs

L'objectif maintenant est de modéliser l'effet des additifs chimiques sur la rétention, en éliminant l'interférence de la boucle de contrôle du grammage. Pour cela, il suffit d'écrire le modèle tel que:

$$\boxed{R_{sabor}^f = a + bB + cI + dF} \quad (1.9)$$

Avec ce modèle, nous éliminons en même temps l'effet indésirable de la boucle de contrôle du grammage, mais également les effets purs de la consistance et de la fraction de fines dans la caisse d'arrivée sur la rétention des fines. Car ces effets sont bien réels, comme l'a montré Graff dans son étude (1991). D'après ses résultats, lorsque le pourcentage numérique de fines dans la caisse d'arrivée augmente, la rétention des fines diminue. Néanmoins, ce modèle à trois facteurs est la seule solution qui s'offre à nous pour s'approcher du modèle désiré. Un des problèmes qui se posent dorénavant est de choisir les points d'échantillonnage qui seront utilisés pour la régression. En effet, il faut éliminer tout point où un effet extérieur à ceux pris en compte vient perturber la mesure et risquer de fausser le résultat. C'est le cas notamment du ratio de pâte de cassés:

lorsque ce ratio est important, on observe une diminution de Yf_{ca} (puisque le papier contient une majorité de fibres longues), elle même influençant R^f_{sabot} . Lorsque notre modèle prenait en compte Yf_{ca} et C_{ca} , de telles considérations n'avaient pas lieu d'être. Mais maintenant, il faut essayer de choisir des points où la recette de pâtes est à peu près constante. Au vu du tableau I.4, en annexe I, nous avons décidé d'éliminer les points correspondants aux échantillons prélevés le 3, 6 et 7 avril 1997. Les données sont maintenant au nombre de 44, au lieu de 59, et se trouvent dans le tableau I.5, en annexe I (les valeurs en italique n'ont pas été utilisées pour faire cette régression). Les résultats de la régression sont présentés dans le tableau 1.2 suivant.

Tableau 1.2: Résultats de la modélisation de R^f_{sabot} avec 3 facteurs

a	27,68
b	0,31
c	0,03
d	1,13
t-value (a)	13,15
t-value (b)	1,44
t-value (c)	1,86
t-value (d)	4,71
R^2	0,85

On constate que ce modèle à trois facteurs est un peu moins bon que le précédent, puisque le R^2 est maintenant égal à 0,85, au lieu de 0,99 avec les cinq facteurs. Ce qui est normal, puisque le nombre de paramètres pour décrire le phénomène est passé de cinq à trois. La consultation de la table de Student nous indique que $t(39)$ est égal à 1,3031 pour un α de 0,1. Cela signifie concrètement que les facteurs dont les "t-values" ont une valeur supérieure à la valeur de $t(39)$ doivent être pris en considération dans la prédiction de R^f_{sabot} ; les autres facteurs peuvent être omis sans perte de précision pour le modèle. Ce n'est pas le cas ici, chacun des trois facteurs doit être conservé. En examinant les "t-values" de chacun des coefficients, on constate que le facteur le plus influent dans la prédiction de R^f_{sabot} est le PEO. Pour obtenir des informations sur les résidus, la

régression linéaire a été ensuite effectuée sur le logiciel Statistica®. La figure 1.7 ci-dessous est un graphique issu des résultats que fournit ce logiciel.

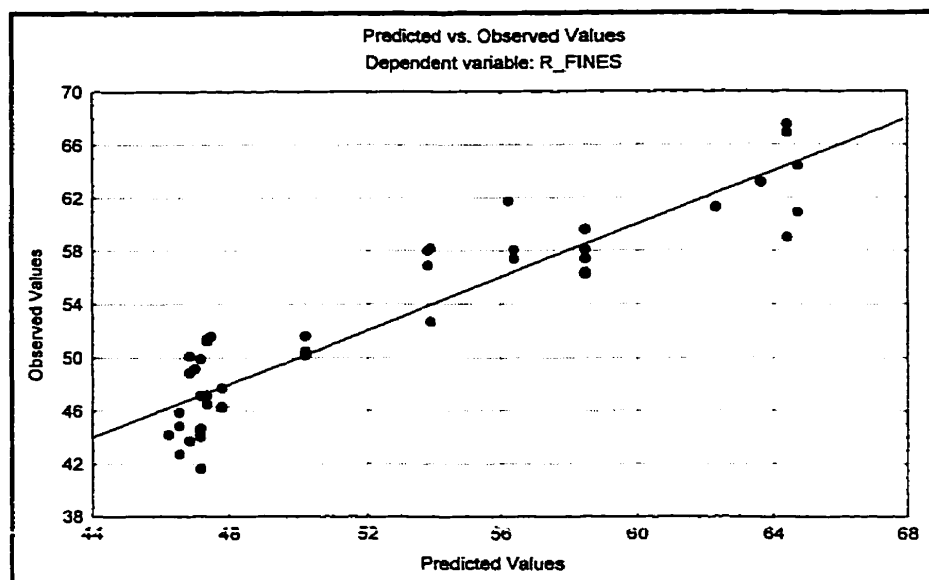


Figure 1.7: Valeurs mesurées versus valeurs prédites pour R_{sabot}^f

On constate que malgré une certaine dispersion, les valeurs prédites par le modèle à trois facteurs et les valeurs observées suivent la même tendance.

Van de Ven (1997) explique le mécanisme de rétention des fines et des charges en présence de PEO et d'un cofacteur. Tout d'abord, le PEO est un polymère neutre, à haute charge moléculaire, dont l'avantage est de ne pas réagir avec les substances dissoutes anioniques présentes dans l'eau, comme c'est le cas pour les polymères cationiques, les rendant inefficaces à bas dosages. Les propriétés du PEO en solution dans l'eau sont assez complexes et influencent par la suite la qualité de la floculation. En effet, le PEO, de par son haut poids moléculaire se dissout difficilement dans l'eau; les molécules de PEO peuvent donc rester enchevêtrées (avant d'atteindre la dissolution totale), ou bien, lorsque l'équilibre thermodynamique est atteint et toutes les molécules dissoutes, on a des agglomérats qui sont eux même en équilibre avec des molécules libres de PEO. Les

cofacteurs, quant à eux, sont habituellement des composés phénoliques, probablement liés aux molécules de PEO par des liaisons hydrogènes. Néanmoins, à ce jour, on ne sait pas pourquoi les composés phénoliques sont des cofacteurs plus performants que d'autres substances. Le cofacteur peut affecter le taux de dissolution du PEO, et la distribution entre les agglomérats et les molécules libres de PEO, à l'équilibre. Ainsi, cofacteur et polymère peuvent former deux types d'associations:

- un complexe à l'équilibre, comprenant une molécule de polymère et plusieurs molécules de cofacteur
- un complexe grossissant dans le temps (non à l'équilibre), composé de plusieurs molécules de PEO, chacune ayant adsorbé des molécules de cofacteur.

Van de Ven montre que le PEO seul fonctionne par pontage entre particules pour les faire flocculer. C'est ce qui se passe lorsque le polymère est capable de s'adsorber sur deux molécules identiques en même temps, on observe alors une homofloculation (par exemple, le PEO est capable de flocculer un système de particules de latex ou de glaise). Mais il y a beaucoup de composés sur lesquels le polymère ne peut s'adsorber: l'homofloculation n'a alors pas lieu (fines, fibres mécaniques, etc). Dans le cas d'un système binaire, on peut observer une hétérofloculation, même si le PEO ne peut s'adsorber habituellement que sur un seul des deux composés présents. En effet, lorsque le PEO s'adsorbe initialement sur l'un des deux composés, sa propre configuration est modifiée, de sorte qu'il est capable par la suite de s'adsorber sur la deuxième substance. Ce phénomène est appelé pontage asymétrique.

Dans le cas où un cofacteur est associé au polymère, van de Ven constate qu'une homofloculation peut se produire avec des composés sur lesquels le PEO seul était sans effet (par exemple, les fibres et fines de bois), car l'association avec une molécule de cofacteur modifie la configuration du PEO, et rend possible l'adsorption. Cette adsorption peut avoir lieu même si ni le polymère, ni le cofacteur ne sont capables de s'adsorber sur les particules en question, mais le pontage est réalisé par le complexe

PEO/CF. Dans tous les cas étudiés par van de Ven et son équipe, l'agent de floculation est le complexe PEO/CF, qui s'adsorbe soit sur une particule nue, soit sur une particule recouverte de CF. Il semble donc que le rôle du cofacteur ne soit pas de lier le PEO à la surface de la particule, du moins pour les systèmes étudiés par l'auteur. En ce qui concerne l'hétérofloculation, le mécanisme de floculation par pontage semble être le plus plausible (le pont reliant deux particules étant le complexe PEO/CF), et souvent, ce pontage donne lieu à des floccs plus solides que ceux formés par le PEO seul.

D'après cette étude, on constate que le PEO seul est capable de former des floccs, mais pas avec toutes les particules. L'ajout d'un cofacteur va augmenter le nombre de composés susceptibles de flocculer, et rendre ces floccs plus résistants. Il est donc logique que le PEO ait une importance supérieure à celle du cofacteur dans la modélisation de la rétention des fines. Le cofacteur n'est en quelque sorte que le catalyseur de la floculation des particules par le polymère.

La bentonite semble jouer un rôle assez important dans la rétention des fines, puisque le coefficient b est positif et la "t-value" est supérieure à 1,3. Ce résultat paraît concorder avec l'étude de Rahman et Tay (1986), dans laquelle ils ont tracé l'évolution de la rétention versus le dosage de PEO, avec et sans bentonite. À dosage de PEO identique, les valeurs de la rétention sont plus élevées lorsque de la bentonite est présente dans le système. De plus, une augmentation du dosage de PEO produit un plus grand gain de rétention lorsque le système contient de la bentonite. L'étude réalisée par Beaudoin et al. (1998) en laboratoire a conduit à des résultats similaires: un dosage de bentonite de 2 kg/t de pâte recyclée donnait un gain de rétention première passe de 4%. Ce modèle très simplifié est donc utile pour connaître l'importance de chacun des additifs chimiques dans la détermination de la rétention. Il nous renseigne également sur l'effet positif de la bentonite sur la rétention des fines.

En fin de compte, le modèle obtenu pour la rétention des fines s'écrit:

$$\boxed{R'_{sabat} = 27,685 + 0,312B + 0,030I + 1,129F} \quad (1.10)$$

Ce modèle est applicable à la condition expresse que le dosage de bentonite soit exprimé en kg/t de pâte recyclée, le cofacteur en cm³/min, et le floculant en L/min. De plus, le modèle n'est valable que pour des valeurs de dosage qui se trouvent dans la gamme de valeurs étudiée pendant les essais, et pour une recette de pâtes à peu près constante. En effet, van de Ven (1997) a montré qu'un surdosage de PEO peut induire une diminution de rétention à cause d'une stabilisation stérique, ce qui revient à dire qu'il existe un dosage optimum de PEO.

1.2.3 Mesure de la rétention en usine

En appliquant à l'équation 1.7 de la rétention les hypothèses faites sur le calcul de la rétention, on arrive à la conclusion évidente suivante: la rétention de la matière sèche peut être connue en mesurant un seul paramètre: la consistance de la pâte dans la caisse d'arrivée. En effet, la définition de la rétention est:

$$R'_{sabat} = 100 \left(\frac{D_p C_p}{D_{ca} C_{ca}} \right)$$

Deux hypothèses ont été faites:

1. le débit de matière fibreuse dans le matelas après passage sur le sabot ($D_p C_p$) est constant pendant les essais.
2. le débit total sortant de la caisse d'arrivée (D_{ca}) est également constant.

Dès lors, on obtient la fonction suivante:

$$\boxed{R'_{sabat} = \frac{const.}{C_{ca}}} \quad (1.11)$$

Concrètement, cette relation peut être expliquée par le contrôle du grammage du papier. En effet, nous avons vu qu'une variation dans la rétention engendre une variation dans la consistance de la caisse d'arrivée, par l'intermédiaire du contrôleur de grammage. Pour

cette raison, il est plus facile de comprendre la relation en question en l'écrivant sous la forme suivante:

$$C_{ca} = \frac{const.}{R'_{sabot}}$$

Ces deux équations sont équivalentes lorsque nous nous trouvons à l'équilibre, par exemple après un changement du dosage des agents de rétention.

La constante (valant 64 dans notre étude) qui apparaît dans la relation précédente dépend de la vitesse de la machine, du grammage du papier fabriqué, de l'ouverture des lèvres de la caisse d'arrivée et de la pression qui y règne. Si un de ces paramètres opératoires change, il faut recalculer une nouvelle valeur de la constante. Cette valeur n'est pas aisée à obtenir, comme expliqué dans le paragraphe 1.3.1, puisqu'il est difficile d'estimer D_{ca} , et $D_p C_p$. Mais cette opération est tout de même possible, et les bénéfices en sont considérables: il est maintenant possible pour les usines de connaître la rétention de la matière sèche au niveau du sabot à partir de la seule mesure de la consistance en caisse d'arrivée. La valeur de rétention obtenue sera beaucoup plus proche de la réalité que celle qui est calculée avec la relation simplifiée 1.2, à partir de deux mesures (consistance dans la caisse d'arrivée et consistance de l'eau blanche drainée).

1.3 Modélisation empirique du drainage

Tel que définit plus haut, le drainage correspond ici au quotient entre le débit d'eau drainée au niveau du sabot et le débit d'eau sortant de la caisse d'arrivée. Ce drainage est exprimé en pourcentage. Le tracé de la courbe drainage versus rétention de la matière fibreuse est présenté en figure 1.8. L'observation de cette courbe montre de façon évidente qu'une augmentation de la rétention des fines (et donc par voie de conséquence, une augmentation de la rétention de la matière fibreuse) engendre une diminution du drainage. La corrélation entre ces deux paramètres semble linéaire, et le coefficient de corrélation, d'une valeur de 0,96 est très bon.

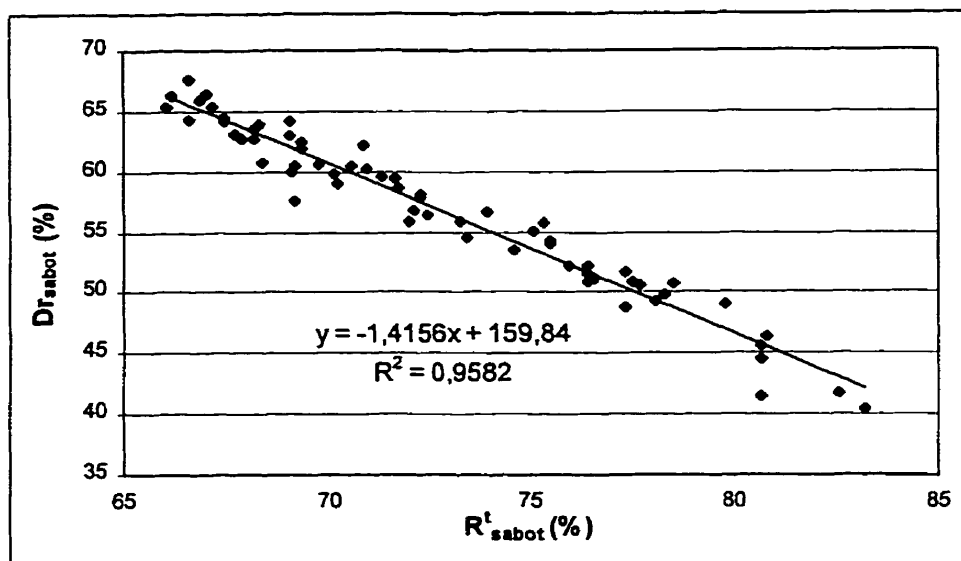


Figure 1.8: Drainage au sabot versus rétention de la matière fibreuse.

Britt et Unbehend (1985) ont réalisé une étude portant sur les facteurs influençant le drainage sur une machine à papier. Pour cela, ils ont réalisé deux séries de tests: dans la première, la pâte était utilisée telle quelle, sans agent de rétention. Dans la deuxième, un mélange de PEI (polyéthylène imine) et de APAM (polyacrylamide anionique) était injecté dans la pâte.

En ce qui concerne la première partie, les auteurs concluent que la proportion de fines dans la caisse d'arrivée est un facteur déterminant pour le drainage. Dans la zone de formation, une pâte contenant beaucoup de fines va avoir un effet négatif sur le drainage, s'expliquant par le fait que les fines contenues dans le matelas bouchent les pores du papier, et s'opposent au passage de l'eau. Dans le système à vide, les observations sont opposées, dans le sens qu'une pâte à haut taux de fines va améliorer l'élimination de l'eau du matelas. L'explication fournie par les auteurs est la suivante: si les interstices du papier n'étaient pas occupés par les fines, alors l'air pourrait passer au travers de la feuille, créant des canaux préférentiels, sans déplacement et élimination de l'eau. Néanmoins, il y a un taux de fines optimum pour obtenir une bonne élimination d'eau au

système à vide. En effet, si on dépasse un certain taux de fines, alors le gonflement de ces dernières annule le gain de drainage dû à la moins grande porosité de la feuille. Il en va tout autrement lorsqu'un agent de rétention est utilisé (deuxième série de tests). Dans ce cas, le taux de fines n'est plus l'unique facteur déterminant pour le drainage; le degré de floculation des fines joue maintenant un rôle qu'il ne faut pas négliger. Britt et Unbehend (1985) ont réalisés des essais, à différents dosages d'agent de rétention, et ce pour une pâte toujours identique, donc un taux de fines constant. Dans la zone de basse consistance, l'étude a montré qu'un dosage élevé d'agent de rétention améliorait le drainage. En d'autres termes, une meilleure rétention des fines dans le papier va de pair avec un bon drainage dans la zone de formation (effet opposé à celui observé sans agent de rétention). L'explication de ce phénomène est que des fines qui sont floculées et liées aux fibres ne bouchent pas les pores du papier, et favorisent donc le passage de l'eau à l'extérieur du matelas fibreux.

Forsberg et Ström (1997) arrivent à des conclusions similaires, mais leur étude porte seulement sur le drainage par un système à vide. Dans leur cas, la qualité de la rétention des fines et celle du drainage varient dans le même sens. Ils ont démontré qu'une bonne rétention des fines et un bon drainage sont obtenus pour un temps de contact très court entre la suspension fibreuse et le polymère. Dans cette étude, le polymère employé était cationique (amidon cationique ou polyacrylamide).

Si l'on relie ces études antérieures au cas qui nous préoccupe présentement, nous constatons que les résultats ne concordent pas. En effet, notre étude porte sur la zone de basse consistance, les agents de rétention utilisés sont le PEO, un cofacteur et la bentonite. Or, dans notre cas, nous observons qu'une bonne rétention des fines nuit au drainage du matelas fibreux. Tout se passe donc comme si on n'utilisait pas d'agent de rétention, et que les fines bouchent les interstices du papier. La cause peut en être la mauvaise floculation des fines, ou bien une rupture des floes par un grand taux de

cisaillement (rupture de la chaîne du polymère), ou encore une quantité importante de fines résiduelles qui ne sont pas liées à des fibres, et pourraient bloquer les canaux de drainage. Dans l'état actuel des choses, il est très difficile de diagnostiquer avec certitude la cause de cette observation. Des études plus poussées devraient être entreprises dans l'usine.

1.4 Réduction de la turbidité de la pâte recyclée

Rappelons que la bentonite est ajoutée dans la pâte désencrée, et des mesures ont été effectuées sur la turbidité de l'eau blanche de cette pâte, avant et après l'addition de bentonite. Nous avons calculé, pour chacun des points expérimentaux, la réduction de la turbidité de la pâte recyclée, selon la relation:

$$ELI_TU_R = 100 \left(\frac{TU_R_{avant} - TU_R_{apres}}{TU_R_{avant}} \right)$$

avec TU_R_{avant} la turbidité de la pâte recyclée avant ajout de bentonite

TU_R_{apres} la turbidité de la pâte recyclée après ajout de bentonite

Le modèle recherché est fonction d'un seul facteur, qui est le dosage de bentonite, et s'écrit:

$$ELI_TU_R = a + b B^c \quad (1.12)$$

Cette régression, à la différence des précédentes, est non linéaire. Nous avons donc travaillé sur le logiciel Statistica®, qui contient les algorithmes capables de résoudre ce type d'équations. Le nombre de points pris en compte dans ce modèle est de 37, après élimination des échantillons dont la valeur de la réduction de la turbidité est très négative, ce peut être expliqué par une erreur expérimentale, et des points qui étaient très éloignés de la courbe valeurs prédites versus valeurs mesurées. Les points à partir desquels la régression a été effectuée se trouvent en annexe I, tableau I.6 (les points qui sont en italique dans ce tableau n'ont pas été utilisés pour effectuer la régression). La

fonction de minimisation employée est de type quasi-Newton. Les résultats de la régression sont consignés dans le tableau 1.3 suivant. Ce modèle est capable de prédire avec justesse la réduction de turbidité obtenue selon la quantité de bentonite injectée dans la pâte recyclée, le coefficient de corrélation étant très proche de 1.

Tableau 1.3: Modélisation de la réduction de turbidité de la pâte recyclée

	valeur du coef.	écart type	t-value	p-level
a	6,47	2,02	3,19	0,003
b	48,90	3,64	13,44	4. 10 ⁻¹⁴
c	0,13	0,04	3,77	0,00061
R ²	0,96			

La figure 1.9 suivante illustre l'évolution de cette réduction de turbidité, exprimée en pourcentage, avec la variation du dosage de bentonite, en kg/t. (points expérimentaux et régression).

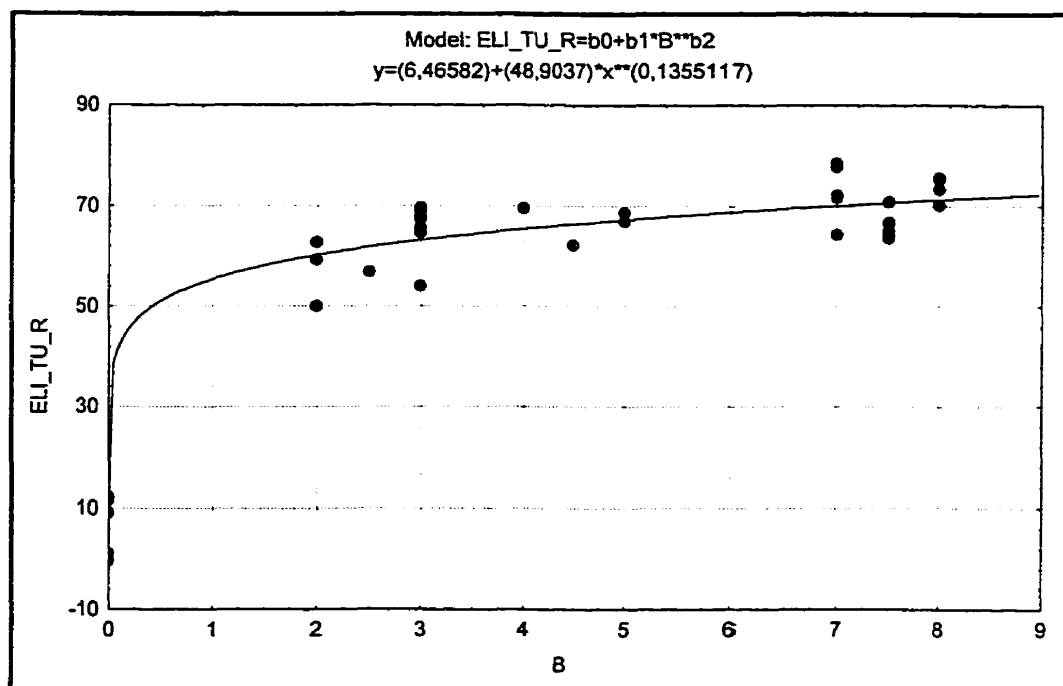


Figure 1.9: Réduction de la turbidité de la pâte recyclée versus dosage de bentonite.

Cette figure montre bien que l'injection de bentonite a des effets très bénéfiques pour une addition en faible quantité. Si l'on augmente progressivement la dose de bentonite, on atteint un palier: au dessus de 4 kg/t de bentonite, il n'y a quasiment pas de gain dans la réduction de la turbidité de la pâte, qui reste approximativement autour de 70% (ce qui est déjà excellent). Ces résultats coïncident parfaitement avec ceux observés par Beaudoin et al. (1998) en laboratoire: la turbidité de la pâte recyclée diminue avec l'ajout de bentonite, mais à partir de 6 kg/t, on n'observe plus d'amélioration. D'après ces résultats, il est donc recommandé de ne pas utiliser une trop grande quantité de bentonite, qui s'avérerait inutile. Cette courbe présente tout de même une grande dispersion dans les points pour un même dosage de bentonite. Ces variations sont dues à divers facteurs incontrôlables en usine. Ces perturbations n'ont pas lieu d'être lors d'une étude en laboratoire, mais sont inévitables en usine.

Rahman (1987), dans son étude sur la rétention des fines et charges, a montré que la bentonite est capable d'adsorber des contaminants organiques (comme par exemple le silicate de sodium) et inorganiques, présents dans l'eau blanche. Ce phénomène est explicable par la grande capacité de gonflement de la bentonite et par sa structure en plaques lisses, capables de se délaminer.

La réduction de la turbidité de la pâte recyclée en fonction du dosage de bentonite s'écrit comme suit, en prenant soin d'exprimer B en kg/t de pâte recyclée.

$$\boxed{ELI_TU_R = 6,47 + 48,9 B^{0,13}} \quad (1.13)$$

Ce modèle de prédiction de la réduction de turbidité en fonction du dosage de turbidité aurait pu aussi être modélisé par une équation linéaire, applicable seulement pour des dosages de bentonite allant de 2 à 8 kg/t.

1.5 Conclusion

L'étude présentée dans ce chapitre, a permis d'obtenir des résultats très intéressants. En ce qui concerne la rétention des fines, nous avons analysé et critiqué la relation utilisée couramment par le personnel des usines, ce qui nous a amenés à la conclusion que l'on fait une erreur grave en employant cette relation pour estimer la rétention au niveau du sabot de formation, là où le matelas fibreux contient encore une très grande quantité d'eau. Nous avons ensuite mis en place une autre méthode d'estimation de la rétention, qui peut être utilisée par les usines, et requiert les mêmes mesures qu'auparavant. Un des avantages de la nouvelle méthode d'estimation de la rétention que nous avons utilisée est de permettre l'estimation du drainage, ce qui est totalement impossible par la relation simplifiée. Une étude sur le drainage au niveau du sabot de formation a montré qu'il est fortement corrélé à la rétention de matière fibreuse au même endroit, avec une pente négative. Cette observation pourrait bien être le symptôme d'un problème de floculation des fines à l'usine, car l'utilisation d'agents de rétention devrait permettre d'obtenir simultanément une bonne rétention et un bon drainage, comme l'ont montrées plusieurs études antérieures.

Enfin, ce travail a montré que la bentonite a un effet très positif sur la rétention des fines à la formation, et que son utilisation permet de réduire substantiellement la turbidité de la pâte recyclée.

Les modèles de prédiction de la rétention des fines et du drainage au niveau du sabot de formation ont par la suite été intégrés à une simulation de la machine à papier, effectuée sur le logiciel CADSIM® Plus PAPDYN®. C'est ce qui fait l'objet du chapitre II.

CHAPITRE II

SIMULATION DE LA MACHINE À PAPIER ET DE LA BOUCLE COURTE DE RECIRCULATION

La simulation est, et sera de plus en plus, un outil d'analyse de procédé très utile et performant. Son intérêt principal réside dans la prédiction des effets potentiels d'un changement dans le procédé. En effet, il est beaucoup moins coûteux, en temps, en argent, en matériel et en ressources humaines, de tester une modification du procédé sur la simulation avant de la réaliser sur site industriel. Pour cela, la simulation se doit d'être fiable et précise, et de bien représenter la réalité, et notamment la machine à papier, qui est la partie centrale de la fabrication du produit. Ce chapitre traite de la mise au point d'une simulation de machine à papier, incluant la boucle courte de recirculation de l'eau blanche. L'accent a été mis sur la partie humide de la machine: zone de formation et section des presses.

2.1 Présentation du logiciel de simulation

La simulation a été effectuée sur la plate-forme CADSIM® Plus, logiciel de simulation dynamique de procédés. Ce simulateur fonctionne selon la technique modulaire séquentielle, et est utilisé sur ordinateur personnel. Trois modes indépendants sont intégrés à ce logiciel: un mode de dessin, un mode de spécification et enfin un mode de simulation, les deux premiers faisant partie de l'interface CADSIM®, et le dernier étant propre à CADSIM® Plus. Lorsque le dessin est complété, la simulation dynamique peut démarrer. Les modules de la librairie proviennent en grande partie de CADSIM® Plus, dont les principaux modules de procédés, (tels que mélangeur, diviseur de courant, réservoir dynamique, échangeur de chaleur, séparateur de phases, pompe, réacteur, et autres), le contrôleur PID, les modules de signaux permettant d'écrire des équations (tels que les modules de multiplication, addition, logarithme, etc), les modules logiques (alarme, comparaison de deux valeurs, module et, module ou, etc). Le module de

définition de courant est propre à CADSIM® Plus PAPDYN®. Et enfin, une librairie importante de modules propres à l'industrie des pâtes et papiers nous est fournie par PAPDYN®. Ces modules sont aussi variés que: mise en pâte chimique, module de lavage, mise en pâte mécanique, raffinage, tamis, atelier de blanchiment, épaisseur, bout humide de la machine, bout sec de la machine, etc.

2.2 Le projet global de simulation de l'usine

Le projet dont ce rapport fait état s'insère dans un projet plus vaste consistant à simuler l'usine Maclaren dans sa globalité. Au moment où le projet de simulation de la machine à papier a débuté, la simulation globale de l'atelier de papier était pratiquement achevée, et a été réalisée par Hemphälä et al. (1998). Cette simulation dynamique n'inclut pas la mise en pâte, et commence au cuvier de mélange des quatre pâtes utilisées à l'usine: pâte chimique, pâte mécanique, pâte kraft et pâte désencrée. Cette pâte est ensuite envoyée vers la caisse à pâte, alimentant la caisse d'arrivée, via les épurateurs, le désaérateur et les tamis. La machine à papier, sous une forme simplifiée, a été intégrée au procédé. Tout le système de traitement des cassés, ainsi que l'atelier du ramasse pâte font partie de la simulation.. La simulation globale de l'usine a été validée en régime permanent, grâce à une campagne d'échantillonnage sur site. Le jeu de données recueillies ensuite été réconcilié avec les valeurs simulées par une technique de réconciliation de données mise au point en Belgique, en utilisant le logiciel VALI®.

2.3 Présentation du procédé de l'usine James Maclaren

2.3.1 La caisse d'arrivée

Il s'agit d'une caisse de type hydraulique, modèle Converflo (Beloit Corp.). La pâte entre dans la caisse d'arrivée par un convecteur profilé, et est ensuite distribuée dans un groupe de tubes. La pâte sortant des tubes se retrouve dans une chambre d'amortissement, puis passe à travers une plaque perforée. De là, la pâte est acheminée

dans l'élément Converflo, et s'écoule de la règle dans la zone de formation entre les deux toiles où elle forme une couche fibreuse qui deviendra la feuille de papier humide. La figure 2.1 représente la caisse d'arrivée et ses différentes sections.

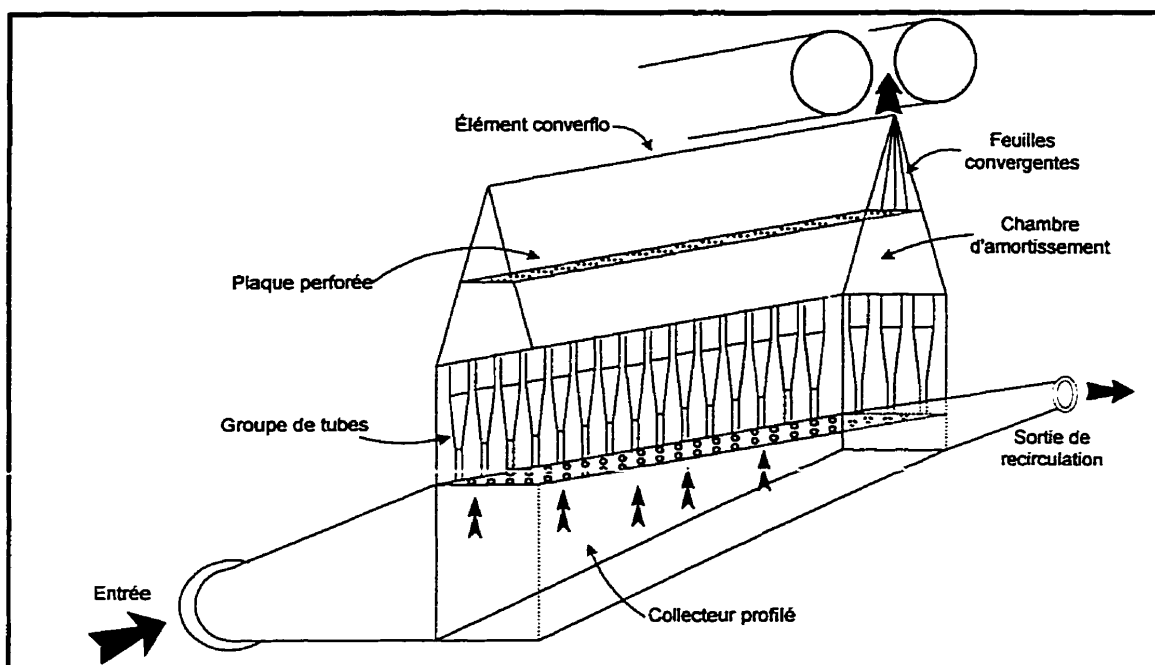


Figure 2.1: Caisse d'arrivée hydraulique de type Converflo (Beloit Corp.).

Le collecteur profilé répartit le débit de pâte uniformément sur toute la largeur de la caisse d'arrivée lorsque les pressions aux extrémités du collecteur sont uniformes. Il faut environ 10% de recirculation pour maintenir une pression égale sur toute la longueur du collecteur. Cette répartition uniforme de pression doit être obtenue pour toutes les vitesses de fonctionnement de la machine, et à des débits variés dans les tuyaux du collecteur. Pour ce faire, le système est commandé par un régulateur. Ensuite, la conception profilée des tubes permet une distribution précise de débit tout en assurant une vitesse d'entrée relativement lente dans la chambre d'amortissement, pour un meilleur mélange. Cette chambre fournit l'espace et le temps nécessaire aux jets de pâte qui sortent du groupe de tubes pour qu'ils se combinent avant de pénétrer dans l'élément

Converflo. L'élément Converflo est composé d'une plaque perforée et d'une série d'étroits canaux, constitués de minces feuilles de plastique. Des trous forés dans la plaque répartissent uniformément la pâte dans chaque canal, sur toute la largeur de la machine. Les feuilles convergentes assurent la dispersion uniforme de la pâte tout en diminuant la forte turbulence créée en amont.

La règle, dernier élément de la caisse d'arrivée, fournit la quantité de pâte projetée sur les toiles de formation. Cette règle est inclinable afin d'obtenir le bon angle de jet. Un dispositif de réglage de la lèvre de la règle contrôle la quantité de pâte projetée sur la toile.

2.3.2 Le formeur

Il s'agit d'une machine double toile, modèle Bel-Baie III (Beloit Corp.). Les éléments rotatifs de la toile n°1 comprennent: le rouleau de formation, le premier rouleau de retour, le deuxième rouleau de retour, le rouleau de tension, le rouleau tendeur, le rouleau de lavage, le rouleau guide-toile. Les éléments fixes de la toile n° 1 comprennent: les docteurs, les déflecteurs, les cuvettes de récupération. Quant à la toile n° 2, elle ceinture sept rouleaux, à savoir: le rouleau de tête, le premier cylindre aspirant, le deuxième cylindre aspirant, le rouleau tendeur, le rouleau de lavage, le rouleau guide-toile et le rouleau cintré. Le formeur est illustré en figure 2.2.

Le rouleau de tête et le rouleau de formation forment la pince des deux toiles synthétiques, sur laquelle est dirigé le jet de pâte de la caisse d'arrivée. Le premier rouleau de retour se trouve au dessus du cylindre aspirant; cette position permet à la toile de s'enrouler autour de la zone à faible vide du cylindre aspirant, ce qui maximise l'élimination de l'eau, favorise l'entraînement de la toile n° 1, et améliore le transfert de la feuille vers la toile n° 2. Le rouleau de tension maintient, en permanence, une tension de toile constante pré-réglée (toile n°1: 0,23 kN/m, toile n°2: 0,4 kN/m). Le rouleau

tendeur de chaque toile permet de reprendre le jeu dans la toile. Les rouleaux guide-toile, et guide-tension maintiennent l'alignement approprié des toiles n° 1 et n° 2, respectivement.

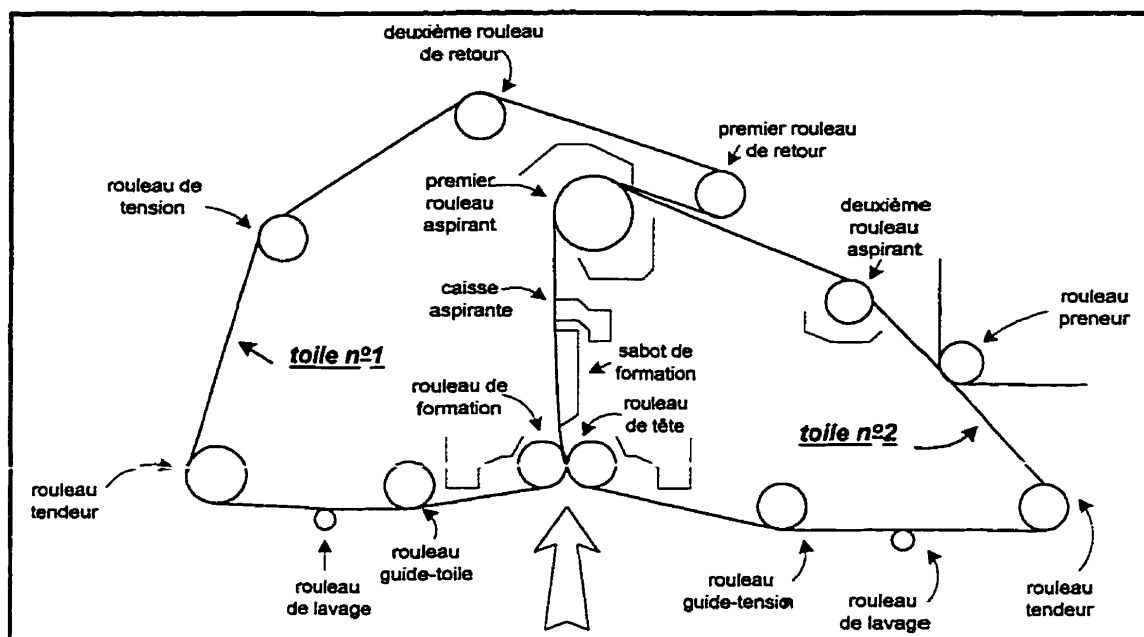


Figure 2.2: Le formeur (Bel-Baie III, Beloit Corp.).

Le sabot de formation est équipé de neuf lames de céramique, et permet d'éliminer une grande partie de l'eau de la feuille, qui tombe dans les cuvettes de récupération. La caisse aspirante conditionne et égoutte la pâte avant qu'elle n'atteigne le cylindre aspirant. Elle est conçue en fonction d'un vide maximal de 33,9 kPa, et d'un vide en fonctionnement normal de 10 kPa. Le premier cylindre aspirant comporte une double caisse aspirante: la caisse à vide faible (50 kPa) extrait l'eau de la feuille, alors que celle à vide élevé (68 kPa) permet à la feuille de suivre la toile n°2. Par sa configuration, le premier cylindre aspirant supporte donc les deux toiles pour qu'une pression de drainage soit appliquée sur le matelas fibreux humide alors qu'il s'enroule sur ce cylindre. Le deuxième cylindre aspirant ne comprend qu'une seule caisse à vide élevé (81 kPa).

Le feutre preneur soulève la feuille de papier mouillée (16 % de matière solide) de la toile n°2 du formeur. La feuille, collée au feutre au moyen du vide généré par le rouleau preneur, est acheminée entre le feutre inférieur et le feutre preneur vers la première pince. Une fois passée la première pince, le matelas fibreux adhère au feutre preneur sous l'action du vide du rouleau aspirant et accompagne ce feutre sur une courte distance vers la deuxième pince. La feuille s'enroule sur le rouleau de céramique et passe ensuite dans la troisième pince. Elle est détachée du rouleau céramique par le troisième feutre, et est acheminée vers la sècherie; où elle est alors à une siccité de l'ordre de 42 %.

Le rouleau preneur aspirant comprend une zone à vide élevé et une zone à vide faible. Le rôle de ce rouleau est de détacher la feuille de la toile n° 2 pour la transférer sur le feutre preneur. Le rouleau aspirant de la première presse comporte également une zone à vide faible et une zone à vide élevé. Les rouleaux à bombé variable de chacune des trois presses sont rainurés, pour permettre l'évacuation de l'eau extraite de la feuille. Ces rouleaux sont recouverts de polyuréthane. Des caisses aspirantes sont installées sur chaque circuit de feutre (deux sur le feutre preneur, une sur le feutre inférieur, et une sur le troisième feutre). Ces caisses aident à retirer l'eau de la feuille encore présente dans le feutre, et à nettoyer le feutre des dépôts de fibres et autres matières rempissantes (avec l'aide des rinceurs de lubrification et des détergents).

2.3.4 La boucle courte de recirculation

Le schéma de la boucle de dilution de la pâte est représenté sur la figure 2.4.

La caisse à pâte a deux fonctions principales, qui sont d'assurer une pression constante de la pâte sur les vannes de grammage (puisque la pâte s'écoule du cuvier par gravité) et de désaérer la pâte lourde. La pâte sortant de la caisse à pâte a une consistance fixe et contrôlée à 3%.

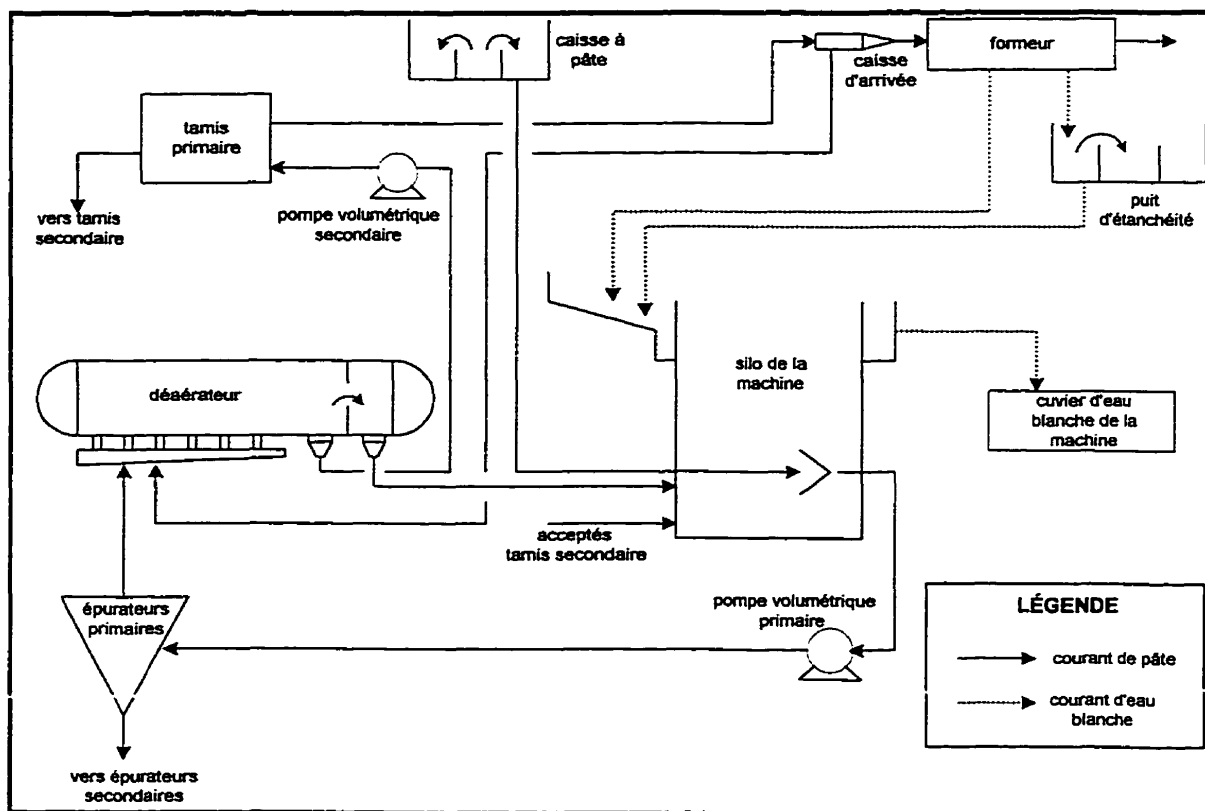


Figure 2.4: La boucle courte de recirculation de l'eau blanche.

La pâte vierge est injectée dans le fond du silo, d'où elle est immédiatement aspirée par la pompe volumétrique primaire; lors de cette aspiration, une certaine quantité d'eau blanche du silo est siphonnée en même temps que la pâte. La pâte diluée pénètre alors dans la pompe de mélange. La partie supérieure du silo est dotée d'un canal d'amenée, qui achemine l'eau drainée dans la zone de formation vers la partie centrale du silo. Dans ce canal, l'eau circule lentement, ce qui permet à l'air qui a été dissout dans l'eau lors du drainage, de s'échapper. Puisque le débit de pâte fraîche est fixé par la vanne de grammage, une variation de la vitesse de la pompe volumétrique primaire modifie seulement la quantité d'eau blanche aspirée, ce qui contrôle la consistance de la pâte. Ainsi, une accélération de l'entraînement augmentera le volume d'eau aspirée, et diminuera la consistance. La vitesse de cette pompe ne peut être modifiée que manuellement par un opérateur. La pâte diluée passe ensuite dans les épurateurs

primaires. Ces épurateurs sont en fait des cyclones, qui utilisent la force centrifuge pour séparer les particules les plus lourdes (rejets) des fibres plus légères (acceptés). Puisqu'il y a peu de différence en taille et en poids entre les particules rejetées et les fibres acceptées, il est difficile de les séparer. Afin de s'assurer que seules les fibres convenables sont envoyées à la machine, on permet que le courant de rejet contienne également une certaine quantité de fibres acceptables. Ceci explique pourquoi les rejets sont traités à plusieurs reprises, pour récupérer le maximum de fibres acceptables. Le taux de rejet est maintenu par la régulation automatique de la pression dans la conduite des rejets. Les acceptés des épurateurs primaires sont envoyés au désaérateur.

Lorsque la vitesse de la pompe de mélange primaire accélère ou ralentit, le volume total de pâte s'écoulant vers le désaérateur augmente ou diminue. Afin de maintenir un approvisionnement stable et constant de pâte vers la machine, une plus grande quantité de pâte est envoyée vers le désaérateur que la pompe volumétrique secondaire n'en extrait. Le surplus de pâte déborde du désaérateur et retourne au silo. Le rôle du désaérateur est d'extraire l'air de la pâte diluée, ce qui est rendu possible par un léger vide exercé dans l'appareil (ce vide est une fonction de la température de la pâte entrant dans le désaérateur).

Ensuite, la pâte passe à travers un tamis primaire, qui a deux fonctions:

- retenir les bûchettes et autres corps étrangers
- aider à briser les agrégats de fibres, et ainsi éviter qu'ils ne se rendent jusqu'à la machine.

Le principe de fonctionnement du tamis est le suivant: la pâte est injectée sous pression au centre d'un panier à paroi perforée, et est repoussée vers l'extérieur par un cylindre pivotant muni de râcles. La pâte acceptée passe au travers des perforations, et les rejets tombent au fond. C'est le débit de rejets qui détermine le débit de pâte acceptée. La pâte est maintenant prête à être injectée sur la machine, via la caisse d'arrivée.

2.4 La simulation

La simulation est construite sur le modèle présenté précédemment, et inclut toutes les unités du procédé. Elle comprend trois composés: l'eau, les fibres et les fibres fines. Nous avons délibérément choisi de ne pas compliquer inutilement la simulation en y intégrant les solides dissous et colloïdaux. En effet, la simulation est seulement un outil d'analyse nous permettant de mieux estimer les débits mis en jeu autour de la machine à papier. Mais la simulation en aucun cas ne pourra nous renseigner sur le comportement des solides dissous: seule une analyse expérimentale sur site est nécessaire. Il pourra ensuite être envisagé, dans un futur plus ou moins proche, d'intégrer les solides dissous à la simulation, en incluant les conclusions du travail expérimental réalisé, et qui est décrit en détail dans le chapitre III.

La simulation débute à la caisse à pâte, et se termine à la bobineuse, lorsque le papier est complètement formé. Nous nous sommes placés en régime permanent, car le but de ce travail n'est pas l'étude des cassés. Aucune casse n'est donc programmée dans cette simulation. La seule dynamique entrant en jeu est le contrôle du grammage, et nous nous intéressons uniquement au régime atteint lorsque le grammage est à sa valeur cible. Il ne sera pas question ici du régime transitoire.

2.4.1 Description des courants

La liste des courants présents dans la simulation, leur symbole, description, origine et destination se trouve en annexe III. Les courants dont le nom commence par "P" sont des courants de pâte, par "F" des courants de feuille de papier, par "EB" des courants d'eau blanche, par "R" des rinceurs, et enfin par "V" de la vapeur.

Un plan complet de la simulation se trouve en annexe A, située dans la pochette à la fin de ce mémoire. Sur ce diagramme de procédé, ne sont pas inclus les rinceurs (qui sont illustrés sur les figures VI.1 et VI.2 en annexe VI).

2.4.2 Description des unités

Dans cette partie, sont détaillés tous les modules présents dans la simulation. Le choix des paramètres de calcul des débits et concentrations, la séquence de ces calculs sont décrits en détails. Les valeurs numériques de ces paramètres, ainsi que celles des coefficients de partage se trouvent dans l'annexe IV. Cette annexe comprend également le schéma de chaque unité, telle que visualisée dans le logiciel de simulation.

2.4.2.1 Le silo de la machine

Le silo reçoit l'eau blanche drainée au niveau du sabot de formation (EB4 et EB3), une partie de l'eau blanche du 1^{er} compartiment du puit d'étanchéité (EB12), les acceptés du tamis secondaires (P9), le débordement du désaérateur (P6) et les acceptés de l'épurateur secondaire (P7). La somme des deux derniers courants est appelée P8. Une partie de l'eau du silo est siphonnée dans le fond (EB1) pour ensuite diluer la pâte fraîche au niveau de la pompe de mélange primaire. Le silo déborde continuellement dans le cuvier d'eau blanche de la machine. Dans le procédé réel, le débit de pâte diluée est constant, puisque la vitesse de la pompe primaire est constante. Pour simuler ce fonctionnement, un contrôleur a été introduit, fictif puisqu'il n'existe pas dans l'usine. Ce contrôleur a pour objectif de maintenir un débit de pâte diluée (P2) constant, en manipulant le débit d'eau siphonnée au silo (EB1), alors que le débit de pâte fraîche (P1) varie, étant lui même manipulé par le contrôleur de grammage.

2.4.2.2 Les épurateurs primaires

Les quatres rangées de deux épurateurs présentes à l'usine ont été réduites pour les besoins de la simulation à un seul épurateur. Des coefficients de séparation pour l'eau, les fibres longues et les fines permettent de représenter dans la simulation le fonctionnement de cet appareil.

2.4.2.3 Le désaérateur

Le désaérateur reçoit la pâte épurée (P4) et le retour de la caisse d'arrivée (P10). Le débit de sortie (P5) du désaérateur est fixe, étant donné que la vitesse de la pompe volumétrique secondaire est constante. Notons que le débit de pâte qui transite par la pompe de mélange secondaire est nettement inférieur au débit extrait par la pompe de mélange primaire, ce qui assure en tout temps une alimentation constante à la machine à papier. De ce fait, le désaérateur déborde constamment dans le silo de la machine.

2.4.2.4 Le tamis primaire

Comme dans le cas des épurateurs, le tamis primaire a été simulé en utilisant des coefficients de séparation pour eau, fibres longues et fines. La valeur numérique de ces coefficients se trouve en annexe IV.

2.4.2.5 La caisse d'arrivée

La pâte tamisée (P12) entre dans la caisse d'arrivée, et une partie est recirculée vers le désaérateur (P10). La majeure partie (P13) est injectée entre les rouleaux formeurs de la machine. Le débit sortant de la caisse d'arrivée est déterminé par différents paramètres:

- n' qui est le quotient de la vitesse du jet sortant de la caisse d'arrivée (V_{CA}) sur la vitesse du 1^{er} cylindre aspirant ($V_{1er\ cyl.\ asp.}$)
- la largeur de la caisse d'arrivée (L_{CA})
- l'ouverture des lèvres de la caisse d'arrivée (OL_{CA})

Ces trois informations doivent être entrées dans la simulation, dans la rubrique "entrée des données". Tout changement de ces données entraînera automatiquement un nouveau calcul des valeurs situées en aval, grâce aux signaux logiques de la simulation. La pression dans la caisse d'arrivée n'entre pas en ligne de compte pour le calcul du débit sortant de la caisse d'arrivée. En effet, dans la pratique, l'opérateur a une cible pour n' , et la vitesse du 1^{er} rouleau aspirant est fixée; la pression est donc laissée libre, et liée aux deux autres paramètres par la relation 1.3.

Le débit total sortant de la caisse d'arrivée est donc calculé comme suit:

$$D_{P13} = n' V_{1^{\sigma_{cyl asp.}}} L_{CA} O L_{CA} \quad (2.1)$$

Les paramètres n' et l'ouverture des lèvres ont été choisis de façon à obtenir un débit de caisse d'arrivée proche du débit calculé dans le chapitre I (140 000 t/d). Ainsi nous nous assurons de nous situer dans les mêmes conditions que lors des essais, c'est à dire dans les conditions d'application du modèle de rétention et de drainage établis dans le chapitre I. Nous avons tout de même veillé à rester dans des limites réalistes pour les deux paramètres, c'est à dire une valeur de n' proche de 1, et une ouverture des lèvres de l'ordre de 10 mm.

2.4.2.6 Le sabot de formation

Une grande partie de l'eau contenue dans la pâte injectée sur la machine (P13) est drainée au niveau du sabot (EB2), pour former le matelas fibreux (F1). La rétention des fines au sabot (Rf_{sabat}) est calculée par la relation 1.9, rappelée ici:

$$R_{sabat}^f = 27,685 + 0,312B + 0,03I + 1,13F$$

La modélisation de la rétention en fonction des trois agents de rétention a été expliquée dans le détail dans le chapitre I. Le courant P13 étant entièrement défini, il est dès lors possible de déduire f_{F1} .

La rétention des fibres longues au sabot (R_{sabat}^l) a été choisie constante dans la simulation, et n'a pas fait l'objet d'une modélisation. En effet, cette rétention varie peu, comme on peut l'observer dans le tableau I.5, en annexe I. La valeur choisie correspond à la moyenne obtenue avec tous les points des essais. On connaît maintenant l_{F1} . Dès lors, connaissant f_{P13} , l_{P13} , f_{F1} , l_{F1} il est possible d'en déduire R_{sabat}^l :

$$R_{sabat}^l = \frac{f_{F1} + l_{F1}}{f_{P13} + l_{P13}} \quad (2.2)$$

Reste à déterminer le drainage au sabot (Dr_{sabot}). Pour cela, nous avons utilisé dans la simulation le résultat de l'étude du chapitre I concernant le drainage. Les conclusions principales de ce chapitre ont mis en évidence une forte corrélation entre le drainage au sabot et la rétention de la matière totale au sabot (R'_{sabot}). La relation est la suivante:

$$\boxed{Dr_{\text{sabot}} = -1,4156 R'_{\text{sabot}} + 159,84} \quad (2.3)$$

Donc Dr_{sabot} est estimé, grâce à la relation 2.3, et enfin, E_{F1} à partir de Dr_{sabot} et E_{P13} . Les débits des trois composants eau, fibres longues et fines sont maintenant connus dans le courant F1, ce qui termine la simulation du sabot de formation.

2.4.2.7 La caisse aspirante, le 1^{er} et 2^{ème} cylindre aspirant

Le matelas humide sortant du sabot (F1) passe sur la caisse aspirante, où une partie de l'eau est éliminée par succion (EB5). La feuille sortante (F2) est enroulée sur le 1^{er} cylindre aspirant. Là, deux courants d'eau blanche sont extraits: un courant giclant vers le haut (EB6) et l'autre retenu dans les perforations du cylindre puis tombant dans la bacholle située sous le rouleau (EB7). Nous avons fait l'hypothèse qu'aucune fraction de l'eau extraite au niveau de ce rouleau ne part dans le système à vide. En effet, le rôle du vide est surtout de plaquer la feuille sur la toile n°2 pour la diriger dans la bonne direction. La succion sert également à maintenir l'eau éliminée du matelas dans les trous du cylindre, pour éviter un retour dans la feuille. Lorsque le cylindre tourne, cette eau n'est plus en contact avec la caisse à vide, et tombe par gravité dans la bacholle de récupération. Après passage sur le 1^{er} cylindre, la feuille (F3) arrive au niveau du second, où de l'eau blanche (EB8) est éliminée de la même façon que précédemment. La feuille sortante (F4) est dirigée vers la zone des presses, via le rouleau preneur.

2.4.2.7.1 Première approche

En ce qui concerne le drainage, la première approche du problème a consisté à donner une valeur constante de drainage à chacun des trois éléments, comme par exemple:

- $Dr_{\text{caisse}} = 10 \% = E_{EB5}/E_{P13}$

- $Dr_{1er\ cyl.\ haut} = 9\ \% = E_{EB6}/E_{P13}$
- $Dr_{1er\ cyl\ bas} = 13\ \% = E_{EB7}/E_{P13}$
- $Dr_{2ème\ cyl.} = 1\ \% = E_{EB8}/E_{P13}$

Ce drainage était donc référencé à la quantité d'eau sortant de la caisse d'arrivée.

Quant à la détermination des débits de fibres longues et fines, la rétention en fibres longues a été considérée égale à 100 % pour chacun des trois éléments, et on a attribué une valeur de consistance aux quatre courants d'eau blanche issus des trois éléments de drainage:

- $C_{EB5} = 0,6\ \%$
- $C_{EB6} = 0,6\ \%$
- $C_{EB7} = 0,3\ \%$
- $C_{EB8} = 0,4\ \%$

Notons que les presses étaient simulées de la façon suivante: un drainage fixé pour chacune des presses, et référencé au courant de feuille entrant dans les presses. La consistance de chacun des trois courants d'eau blanche drainée est également fixée. La boucle de contrôle du grammage était mise en place. Afin d'analyser la validité d'une telle simulation, un bilan matière simplifié a été réalisé pour deux cas d'étude, chacun correspondant à un couple de valeurs réalistes de R_{sabet}^t et Dr_{sabet} . Pour effectuer ces bilans matières, les fibres longues et les fines ont été considérées globalement, et leur débit matière noté M . Les deux couples de rétention et drainage choisis respectent la relation 2.3. Les valeurs obtenues pour chacun des deux cas sont illustrées en figure 2.5. L'observation de cette figure nous montre que la consistance de la feuille sortant du formeur (C_{F4}) est acceptable pour le cas n°1, puisqu'elle est de l'ordre de 20%. Le cas n°2 est obtenu en augmentant le dosage d'agent de rétention, ce qui a pour effet d'améliorer R_{sabet}^t , et son corollaire, de diminuer Dr_{sabet} . Dans cette dernière situation, C_{F4} est égal à 8%, valeur irréaliste. De la comparaison approfondie entre les deux cas, on peut déduire que cet écart de consistance n'est pas du à une variation de M_{F4} (qui est quasiment

identique dans les deux cas), mais bien à une variation drastique de E_{F4} . En effet, le drainage ayant diminué au sabot de formation, et les autres débits d'eau blanche étant inchangés, la quantité d'eau restant dans le papier est beaucoup plus importante. Notons que la boucle de contrôle du grammage ne peut corriger la situation, puisque la grande quantité d'eau se trouvant dans la feuille va être éliminée à la sècherie (la consistance de la feuille sèche est toujours de 91 %).

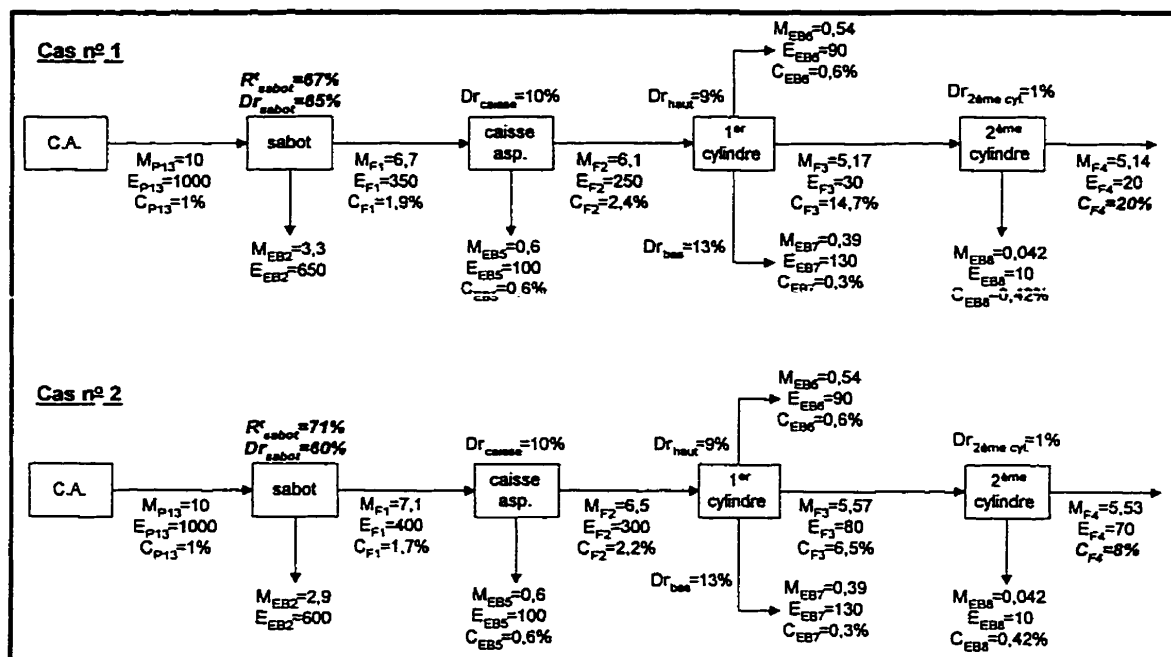


Figure 2.5: Bilans de masse au formeur pour l'approche 1.

Cette approche n'est donc pas valable. Nous obtiendrons une consistance de feuille beaucoup plus stable en prenant comme référence pour le drainage d'un élément non plus le courant sortant de la caisse d'arrivée, mais le courant entrant dans l'élément. C'est cette solution qui a été adoptée dans la deuxième approche.

2.4.2.7.2 Deuxième approche

Dans ce cas, le drainage a été simulé comme tel:

- $Dr_{\text{caisse}} = 26,33 \% = E_{EB5}/E_{F1}$
- $Dr_{1^{\text{er}} \text{ cyl. haut}} = 33,64 \% = E_{EB6}/E_{F2}$
- $Dr_{1^{\text{er}} \text{ cyl. bas}} = 51,3 \% = E_{EB7}/E_{F2}$
- $Dr_{2^{\text{ème}} \text{ cyl.}} = 26,45 \% = E_{EB8}/E_{F3}$

Ces valeurs ont été calculées pour équivaloir au drainage de la première approche. Les consistances des quatre eaux blanches drainées sont sensiblement les mêmes que précédemment. Des bilans de masse avec les deux mêmes couples (R_{sabot}^t , Dr_{sabot}) qu'à la première approche ont été réalisés. Les résultats sont présentés en figure 2.6.

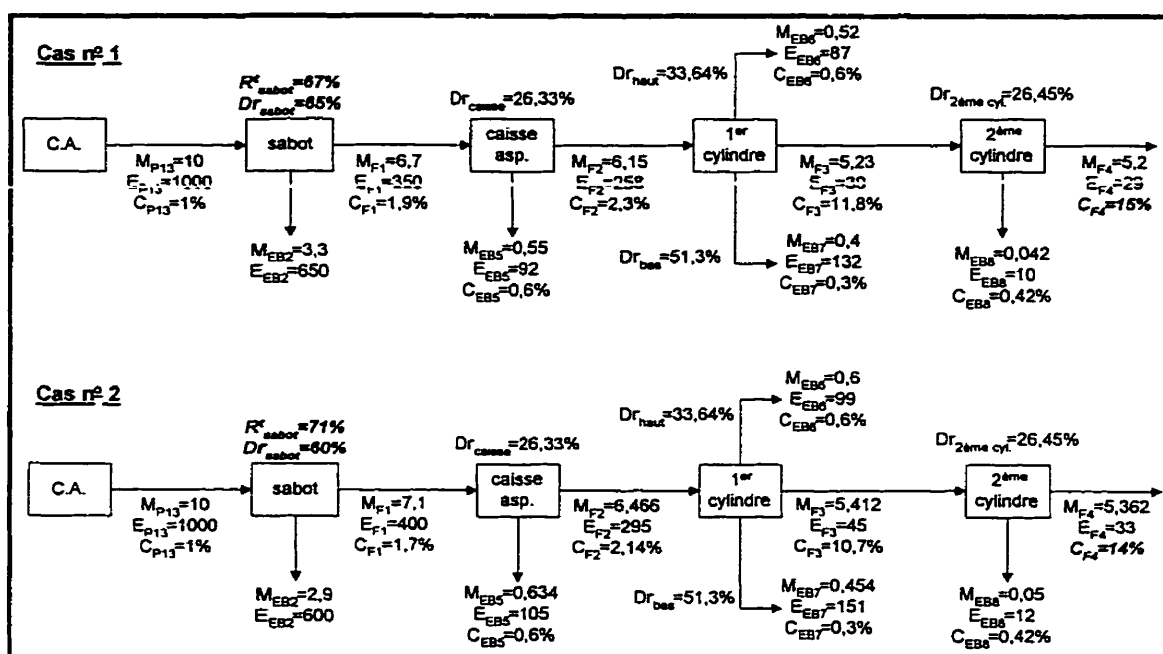


Figure 2.6: Bilans de masse au formeur pour l'approche 2.

Cette nouvelle définition du drainage des éléments a permis de réduire les écarts de consistance de la feuille (15 % et 14 % respectivement dans les cas 1 et 2), les valeurs restant dans des limites acceptables. Nous considérerons cette approche comme étant la bonne, en ce qui concerne le drainage. Reste maintenant à parfaire la simulation des trois éléments, en ce qui a trait à la rétention des fines.

2.4.2.7.3 Troisième approche

Dans les deux précédentes approches, la consistance des quatre courants d'eau blanche drainée aux trois éléments était fixée. Étant donné que la consistance d'une eau blanche dépend à la fois de la rétention et du drainage, et que nous avons pris le parti de considérer ces deux variables séparément dans la simulation, il est inconcevable de fixer la consistance des courants d'eau blanche. Dans cette optique, il est beaucoup plus logique de fixer une rétention de fines (la rétention des fibres longues étant égale à 100%). Les valeurs qui ont été choisies dans cette approche sont:

- $R_{\text{caisse}}^f = f_{F2}/f_{F1} = 79,2 \%$
- $f_{EB6}/f_{F2} = 24,5 \% = 100 - R_{\text{1er cyl. bas}}^f$
- $f_{EB7}/f_{F2} = 18,5 \% = 100 - R_{\text{1er cyl. haut}}^f$
- $R_{\text{2ème cyl.}}^f = f_{F4}/f_{F3} = 97 \%$

Ces valeurs ont été calculées pour obtenir des consistances d'eaux blanches de l'ordre de celles des approches précédentes.

Il est important de remarquer que la siccité de la feuille n'est fixée nulle part dans la simulation, hormis à la sècherie. Ceci correspond bien à la réalité: aucun contrôle n'est exercé sur la siccité de la feuille dans la réalité; celle-ci est laissée libre, bien que variant dans des limites raisonnables.

2.4.2.7.4 Quatrième approche

Cette approche correspond à la calibration de la simulation, qui nous a amené à effectuer des modifications. Cette calibration est basée sur les résultats expérimentaux décrits dans le chapitre I. Notre objectif était d'obtenir des valeurs de consistance dans la caisse d'arrivée (C_{P13}) similaires dans la simulation et lors des essais, pour un même dosage des agents de rétention. Nous avons choisis deux jeux de dosages sur lesquels baser notre comparaison. Ce choix s'est porté sur des dosages situés aux extrémités de la plage de variation, lors des essais:

Jeu A:

$$B=3$$

$$I=130$$

$$F=13$$

Jeu B:

$$B=7$$

$$I=250$$

$$F=24$$

Ainsi, nous sommes assurés d'encadrer grossièrement les autres jeux de dosages. La méthodologie suivie pour calibrer la simulation a été la suivante: tout d'abord, nous nous sommes placés dans des conditions similaires à celles qui étaient en vigueur lors des essais réalisés à l'usine, à savoir:

- $D_{P13} = 140\ 000$ t/d (débit total sortant de la caisse d'arrivée)
- $M_{F1} = f_{F1} + l_{F1} = 900$ t/d (débit de matière fibreuse dans le matelas après le sabot)
- $D_{F10} = 691$ t/d (débit de papier produit, équivalent au grammage)

Pour calibrer D_{P13} et M_{F1} , nous avons joué avec n' , OL_{CA} , et le tirage de la machine.

Quant à la valeur de D_{F10} , elle a été calculée comme suit:

$$D_{F10} = \frac{\sum_{i=1}^t (Pr_i + temps_perdu_total_i Pr_i)}{t_e} \quad (2.4)$$

Dans cette équation:

t_e est le nombre de jours qu'ont duré les essais, i représentant chacun des jours

Pr_i est la production de l'usine, mesurée à la bobineuse, en t/d

$temps_perdu_total_i$ est la somme du temps perdu chaque jour en entretien et en opération, en jour.

Étant donné que nous n'avons pas programmé de casses dans la simulation, il était impératif de se ramener à une production corrigée, supérieure à la production réelle de l'usine. D_{F10} correspond donc à la quantité de papier que l'usine aurait produite si le temps perdu était nul.

Pour calibrer la simulation, nous nous sommes essentiellement basés sur la valeur de la consistance de la caisse d'arrivée. Les valeurs de C_{P13} observées pour chacun des jeux sont les suivantes:

Jeu A	Jeu B
C_{P13} (simu.)=0,953%	C_{P13} (simu.)=0,885%
C_{P13} (essais)=0,955%	C_{P13} (essais)=0,78%

Nous constatons que la simulation donne de bons résultats en ce qui concerne le premier jeu de dosages. Il en est autrement du second jeu, où la consistance obtenue par la simulation est trop élevée. La boucle de contrôle du grammage étant mise en place dans la simulation (ce contrôleur est le principal responsable des variations de consistance dans la caisse d'arrivée), nous devrions observer des valeurs semblables. Afin de calibrer la simulation pour le jeu B, nous avons essayé d'agir sur les paramètres suivants:

- débit total à la pompe volumétrique primaire (D_{P2})
- débit total à la pompe volumétrique secondaire (D_{P5})
- la façon de simuler les presses (en fixant la consistance de la feuille entre chaque pince)
- la modélisation de R_{sabot}^f et Dr_{sabot} (en remplaçant le modèle par la valeur observée lors des essais)
- les coefficients de séparation des épurateurs primaires et tamis primaire.

Nous avons finalement constaté que ces paramètres n'ont qu'un effet très limité sur C_{P13} , et qu'il est impossible d'atteindre la valeur désirée en jouant (même dans une gamme importante) seulement avec ces paramètres. En fait l'explication de cet écart entre les valeurs obtenues par simulation et valeurs observées sur site lors des essais est relativement simple. En effet, il est logique de penser que lorsqu'une augmentation de dosage des agents de rétention améliore la rétention au niveau du sabot de formation, la rétention au niveau de chacun des éléments de drainage augmente également. De ce fait, l'effet sur le grammage est plus marqué, la vanne de grammage se ferme davantage, ce

qui se traduit par une plus grande diminution de C_{P13} . La solution adoptée pour cette quatrième approche est d'introduire un modèle de rétention des fines pour chacun des trois éléments de drainage. Ces modèles sont très simples, puisque nous ne disposons pas de données expérimentales pour les valider, et sont de la forme:

$$R_{\text{élément}}^f = a R_{\text{sabot}}^f + b \quad (2.5)$$

De cette façon, la rétention des fines de chaque élément (caisse aspirante, 1^{er} cylindre aspirant, 2^{ème} cylindre aspirant) varie dans le même sens que R_{sabot}^f (a étant positif) et linéairement. Indirectement, $R_{\text{élément}}^f$ varie donc en fonction du dosage des agents de rétention, par l'intermédiaire de l'équation 1.9. Nous avons pris comme hypothèse que plus un élément est éloigné de la caisse d'arrivée, plus le domaine de variation de la rétention des fines est réduit. Ainsi, les essais ont montré que R_{sabot}^f varie entre 47,2 et 64,5 %. Nous avons choisi:

- R_{caisse}^f varie entre 79,2 et 91,2 %
- $R_{\text{1er cyl. haut}}^f$ varie entre 75,5 et 81,5 %
- $R_{\text{1er cyl. bas}}^f$ varie entre 81,4 et 87,5 %
- $R_{\text{2ème cyl.}}^f$ varie entre 97 et 99 %.

La valeur minimale de chaque R^f est celle de la troisième approche, et correspond à un R_{sabot}^f de 47,2 %. La valeur maximale (correspondant à $R_{\text{sabot}}^f = 64,5$ %) ainsi que le domaine de variation de chaque R^f ont été évalués par essais-erreurs, avec pour objectif d'obtenir les bonnes valeurs de C_{P13} , pour chacun des deux jeux de dosages d'agents de rétention. Les valeurs numériques des coefficients de chaque modèle de rétention (a et b dans l'équation 2.5) se trouvent en annexe IV.

Nous avons observé, lors de la calibration, qu'il était possible d'avoir une augmentation de R_{sabot}^f (donc une augmentation de R_{caisse}^f , d'après le modèle) et une diminution de R_{caisse}^f alors que R_{caisse}^f est égale et constante à 100 %. Ce phénomène a été bien expliqué par Orccotoma et al. (1997). Il a démontré que l'augmentation de R_{sabot}^f produit une plus grande proportion de fines dans le matelas fibreux après le sabot de formation ($Y_{f_{F1}}$).

Étant donné qu'en tout temps R_{caisse}^f est inférieure à R_{caisse}^l , il est donc possible d'observer une baisse de R_{caisse}^l . Ceci est clairement mis en évidence dans l'équation 2.6, développée par Orcotoma et al.:

$$R_{caisse}^l = (R_{caisse}^f - R_{caisse}^l) Yf_{F1} + R_{caisse}^f \quad (2.6)$$

En effet, le terme entre parenthèses étant toujours négatif, le phénomène en question se produit lorsque l'augmentation de R_{caisse}^f est plus que compensée par l'augmentation de Yf_{F1} . Cette équation n'a pas été intégrée dans la simulation, puisque le logiciel est capable de calculer les débits après un élément, en connaissant les débits d'entrée, R^f , R^l , et Dr . Mais cette relation est très utile pour nous aider à comprendre la situation observée.

2.4.2.7.5 Cinquième approche

Les modifications apportées à la simulation dans le cadre de la quatrième approche ont permis d'obtenir les valeurs désirées pour la consistance dans la caisse d'arrivée. Mais nous avons constaté que le fait d'introduire un modèle de rétention des fines pour chaque élément a perturbé la consistance de la feuille, qui est devenue trop faible par rapport à la réalité, et ce surtout pour les dosages élevés d'agents de rétention. Dans la simulation, C_{F4} varie entre 15 et 11 %, respectivement pour les jeux A et B. Or, des échantillons de rognures du bout humide, prélevés à l'usine lors des essais, nous montrent que C_{F4} varie dans un domaine beaucoup plus restreint (entre 15 et 13 %). Pour corriger cela, la solution est d'augmenter le drainage des trois éléments, lorsque la rétention augmente.

Britt et Unbehend (1985) ont montré que le drainage au système à vide de la machine à papier est amélioré lorsque la rétention des fines augmente. En effet, les fines permettent de colmater les pores du papier, et donc empêchent la formation de canaux préférentiels (ces canaux laissent passer l'air et réduisent la succion de l'eau lors de l'application du vide). Cette conclusion n'est plus vraie lorsque l'on utilise des agents de rétention, car la formation de floes réduit l'efficacité de l'application du vide. Ainsi, la calibration a

montré que le système à vide semble se comporter comme s'il n'y avait pas d'agent de rétention. Ceci va dans le sens de l'observation faite au chapitre I, démontrant un problème dans la qualité de la floculation des fines. Dans cette optique, nous avons développé des modèles de drainage pour chacun des éléments, d'après le modèle très simple suivant:

$$\boxed{Dr_{\text{élément}} = a R'_{\text{sabot}} + b} \quad (2.7)$$

Notons que le coefficient a est toujours positif. Le chapitre I avait permis de conclure à une forte corrélation (elle, négative) entre Dr_{sabot} et R'_{sabot} , cette corrélation semblant meilleure que celle entre Dr_{sabot} et R^f_{sabot} . Nous avons donc repris ici, et pour chaque élément, cette corrélation, avec néanmoins une pente de signe opposé.

Le fait d'apporter une modification au drainage dans la zone de formation ne vient pas perturber la calibration de C_{P13} effectuée dans la quatrième approche. En effet, le drainage n'a qu'un effet sur les débits d'eau, et pas sur les débits de matière fibreuse dans la feuille. La consistance du papier étant régulée à 91 % en sècherie, les changements effectués concernant le drainage ne sont pas perçus par le capteur de grammage, et la consistance en caisse d'arrivée n'est pas modifiée. Ceci simplifie considérablement la calibration de la simulation.

Un modèle du type de la relation 2.7 a été développé pour la caisse aspirante, pour le courant du bas du 1^{er} cylindre aspirant et pour le 2^{ème} cylindre aspirant. Nous avons considéré que le drainage en haut du 1^{er} cylindre aspirant est indépendant de R'_{sabot} (donc constant), puisque l'eau n'est pas extraite du matelas par suction. Les coefficients a et b de l'équation 2.7 pour chacun des trois éléments ont été déterminés en poursuivant les objectifs suivants:

- pour chacun des jeux A et B, obtenir des valeurs de 15 et 13 % environ pour C_{F4}
- rester dans des limites convenables de drainage pour les éléments (respectant grossièrement les valeurs de la figure 1.1)

Finalement, après avoir intégrés ces modèles à la simulation, le drainage ramené au débit d'eau sortant de la caisse d'arrivée varie dans les limites suivantes (respectivement pour les jeux A et B de dosages):

- E_{EB5}/E_{P13} varie entre 9,5 et 14,9 %
- E_{EB6}/E_{P13} varie entre 8,7 et 11,8 % (avec $E_{EB6}/E_{F2} \approx Dr_{1er\ cyl.\ haut}$ constant)
- E_{EB7}/E_{P13} varie entre 13,3 et 18,6 %
- E_{EB8}/E_{P13} varie entre 1 et 1,3 %

Nous pouvons dès lors considérer que la simulation des trois éléments de drainage est correctement calibrée, et nous intéresser à la modélisation de la zone des presses.

2.4.2.8 Les trois presses

La feuille sortant de la zone de formation (F5) entre dans la 1^{ère} presse, où de l'eau blanche est extraite (EB9). La feuille résultante (F6) passe ensuite entre les rouleaux de la 2^{ème} presse, où le courant EB10 d'eau blanche est drainé. La feuille sortant de la 2^{ème} presse (F7) entre dans la 3^{ème}, et le courant EB11 est éliminé. Le papier pressé (F8) est ensuite acheminé vers la sècherie.

Étant donné l'objectif de ce projet, il est primordial pour nous de simuler avec précision la zone des presses, afin d'avoir une bonne estimation des débits d'eau blanche extraite à chacune des trois pinces. Pour cela, nous avons besoin d'un modèle de prédiction du drainage à chaque pince, en fonction de variables mesurables en usine, donc relativement peu complexes. Nous avons donc effectué dans ce but une recherche bibliographique.

Francik et Busker (1986) ont réalisé une étude intéressante concernant les effets de la température de la feuille sur le drainage de l'eau pendant le pressage. Ce travail leur a permis de développer un modèle empirique de prédiction du ratio d'humidité de la feuille en sortie de pince en fonction de la pression appliquée à la pince, du ratio d'humidité de la feuille avant la pince, et du changement de température dans la pince,

ce modèle étant valable notamment pour du papier journal. Cette équation semblait donc, au premier abord, répondre à nos besoins. Pour l'appliquer, nous avons dû calculer les ratios d'humidité des courants F5 et F8, dont les consistances sont respectivement 15 et 42 %. Le ratio d'humidité correspond au débit d'eau (en t/d) contenue dans un courant dont le débit de matière fibreuse est 1 t/d. La relation entre consistance et ratio d'humidité est la suivante:

$$C_{F5}(\%) = 100 \left(\frac{1}{m_{F5} + 1} \right) \quad (2.8)$$

où m_{F5} est le ratio d'humidité du courant F5

Nous avons de cette façon déduit que $m_{F5}=5,67$ et $m_{F8}=1,32$. Dans le modèle établi par Francik et Busker, la pression appliquée à chaque presse est exprimée en MPa (PSI). Nous devons donc transformer les valeurs de pression, qui sont traditionnellement exprimées en pression linéaire (PLI) dans l'industrie des pâtes et papiers. Les relations utilisées pour effectuer cette conversion d'unités se trouvent en annexe V. Nous obtenons:

$$P_1 = 3,77 \text{ MPa}$$

$$P_2 = 4,54 \text{ MPa}$$

$$P_3 = 4,99 \text{ MPa}$$

Or les limites d'applicabilité du modèle de Francik et Busker sont [3,2-1,5] pour les ratios d'humidité avant et après pince, et [1,4-4,2 MPa] pour les pressions appliquées aux pinces. Dans les deux cas, nous sortons de l'intervalle, il faut donc trouver un autre modèle.

Kerekes et McDonald (1991) ont établi un modèle théorique de prédiction du ratio d'humidité après la pince. L'opération de pressage est modélisée comme une extraction de l'eau à travers un matériau poreux, dans lequel la résistance au passage de l'eau augmente quand la quantité d'eau présente dans le matériau diminue. Le modèle a été établi à partir de la relation de Kozeny-Carman, et relie l'élimination de l'eau à quatre

facteurs: le ratio d'humidité avant la pince, un facteur de compressibilité, un facteur de perméabilité, la pression linéaire appliquée à la pince, et la vitesse de la machine. Le facteur de perméabilité est calculé selon la méthode suivante:

$$\boxed{fp_1 = A m_{F5}^{n+1}} \quad (2.9)$$

avec fp_1 : facteur de perméabilité de la 1^{ère} pince (kPa.s)⁻¹

A: coefficient de perméabilité (kPa.s)⁻¹

m_{F5} : ratio d'humidité de la feuille entrant dans la 1^{ère} pince

n: facteur de compressibilité

Lorsque le facteur de perméabilité est connu, il est possible de calculer m_{F6} , le ratio d'humidité en sortie de pince, de la façon suivante:

$$\boxed{\frac{m_{F6}}{m_{F5}} = \left(1 + \frac{n \times fp_1 \times Pl_1}{m_{F5} \times V} \right)^{-\frac{1}{n}}} \quad (2.10)$$

avec m_{F6} : ratio d'humidité de la feuille sortant de la 1^{ère} pince

Pl_1 : pression linéaire appliquée en 1^{ère} presse (kN/m)

V: vitesse de la machine à la zone des presses (m/s)

Les variables m_{F5} , Pl_1 et V sont des données disponibles à l'usine. Les coefficients A et n ont été déterminés par les auteurs, en effectuant une régression du modèle avec des données provenant de plusieurs machines à papier journal industrielles. Nous avons donc utilisé ces valeurs dans nos calculs ($A=5,34 \cdot 10^{-3}$ (kPa.s)⁻¹ et $n=3,28$). Les équations 2.9 et 2.10 sont utilisées successivement pour les trois pinces, le ratio d'humidité de sortie d'une pince servant de point de départ aux calculs des paramètres de la pince suivante.

Les résultats obtenus sont les suivants (nous avons choisi $C_{F5}=15$ %):

- $C_{F6}=31,8$ %

- $C_{F7}=37,2 \%$
- $C_{F8}=41 \%$

Des mesures effectuées à l'usine ont montré que la ciccité de la feuille sortant des presses était d'environ 42 %. Les résultats fournis par ce modèle sont donc très acceptables, et nous avons intégré ces équations à la simulation. Les équations 2.9 et 2.10 ont donc été utilisées trois fois chacune, pour chaque pince. Le détail des calculs effectués dans la simulation concernant les presses peut être consulté dans l'annexe IV. Kerekes et McDonald (1995) ont approfondi leur analyse, en ajoutant à leur modèle un terme prenant en compte le remouillage de la feuille de papier. Mais étant donné qu'un grand nombre d'études a porté sur le thème du remouillage, et que selon les auteurs les résultats sont plus ou moins divergents (Bliesner et MacGregor, 1976; Beck, 1987), nous avons décidé de ne pas tenir compte de ce phénomène dans notre cas.

Une étude statistique de la section des presses des machines à papier journal canadiennes a été réalisée par Pikulik et Owston (1993). Les usines ayant participé à ce sondage ont des types de presses très diversifiés. Néanmoins, quatre usines ayant des presses tri-vent ont participé à cette étude, et les données qu'elles ont fournies montrent que la consistance de la feuille après la 1^{ère} pince était de 29,7 %, de 37,1 après la 2^{ème} et de 41,7 après la 3^{ème}. Ces valeurs sont du même ordre de grandeur que celles que nous avons obtenues par le modèle. Les auteurs ont démontré que plus de 50 % de l'eau contenue dans la feuille sortant du formeur est éliminée à la 1^{ère} presse, alors que la 2^{ème} draine 13 % et la 3^{ème} environ 5 %; la sècherie se chargeant d'éliminer les 25 % restant.

Un modèle de drainage est donc désormais intégré à la simulation. En ce qui concerne la matière fibreuse, la consistance de l'eau blanche de chacun des courants EB9, EB10 et EB11 est fixée dans la simulation. Nous avons constaté que la valeur donnée à la consistance de l'eau blanche des presses n'a qu'un effet très mineur sur la valeur du débits de ces mêmes courants d'eau blanche.

2.4.2.9 La sècherie et le contrôle du grammage

La sècherie a été simulée de façon très simple, car cette étude ne porte aucunement sur cette partie du procédé. Néanmoins, une simulation, même grossière est nécessaire, pour pouvoir placer le contrôleur de grammage en bout de ligne de production. La feuille séchée (F9) a une consistance fixée à 91 %. Dans la réalité, un contrôleur régule la consistance de la feuille séchée, en agissant sur le débit de vapeur injectée dans les cylindres de la sècherie. Étant donné que nous ne nous intéressons pas au bilan énergétique de l'usine, une simple spécification de consistance joue le même rôle qu'un contrôleur dans notre cas. Un modèle de sècherie a été développé par Paris et al (1996), et simulé sur la plate forme Aspen® (Process Modeling Example Problems Instructor Toolkit, 1993). Ce modèle pourrait être intégré à une simulation de machine à papier, dont l'objectif est l'analyse thermique, ce qui n'est pas le cas ici.

Lorsque la vitesse de la machine est constante, (et étant donné que la largeur de la machine est une donnée invariable), il est possible de contrôler le débit de matière fibreuse plutôt que le grammage, en sortie de bobineuse. De plus, la feuille de papier a une consistance fixée à 91 %. De ce fait, le contrôle du débit de matière fibreuse est équivalent au contrôle du débit de matière totale. Cette dernière solution a été envisagée dans la simulation. Le contrôleur de grammage agit sur le débit de pâte fraîche (P1) pour atteindre sa valeur cible de grammage. Les paramètres de ce contrôleur sont détaillés en annexe IV.

2.4.3 L'organigramme de calcul pour la machine à papier

La figure 2.7 récapitule, en quelque sorte, ce qui a été dit dans le paragraphe 2.4 de ce chapitre. Cette figure permet de représenter schématiquement l'ordre des calculs, de visualiser les variables qui permettent le calcul d'un débit, et de montrer le sens de ce calcul rendu itératif à cause de la boucle de contrôle du grammage.

La figure se trouve en Annexe VIII.

Figure 2.7: Organigramme de calcul pour la machine à papier

2.4.4 Les rinceurs

Il est assez malaisé, dans une usine de pâtes et papiers, d'avoir accès avec précision aux débits des rinceurs de la machine, car tout simplement ces débits sont assez mal connus par le personnel de l'usine lui-même. Dans notre cas, nous avons bénéficié d'une étude précédente réalisée sur la même usine par la compagnie de génie conseil HA Simons, ayant estimé les débits des rinceurs de la zone de formation de la machine à papier. Lorsque ces débits ne sont accessibles ni par le fournisseur, ni par l'usine, ils doivent être estimés. Pour ce faire, on utilise l'équation donnée par le Perry's Chemical Engineering Handbook (1984), dans la section "Flow measurement", et plus précisément "Flow nozzles". Cette équation est la suivante:

$$D = \gamma \times a \sqrt{\frac{2(P_i - P_e)\rho}{1 - \beta}} \quad (2.11)$$

avec D: débit massique du fluide (kg/s)

γ : coefficient de décharge (sans dimension), variant de 0 à 1

a: aire de la buse (m^2)

P_i : pression du fluide à l'intérieur du rinceur (Pa)

P_e : pression du fluide à l'extérieur du rinceur (Pa)

ρ : masse volumique du fluide (kg/m^3)

β : rapport diamètre de la buse sur diamètre du tuyau

Le Perry's donne que le coefficient de décharge γ varie de 0,95 pour un nombre de Reynolds de 10 000 à 0,99 pour $Re = 1\,000\,000$. Afin d'avoir une idée de la valeur de γ dans le cas de nos rinceurs, nous avons calculé le nombre de Reynolds pour un rinceur type, dont le débit est connu et fourni par le constructeur. Sachant que

$$Re = \frac{\rho \times v \times d_b}{\mu} \quad (2.12)$$

avec ρ : masse volumique du fluide (kg/m^3)

v : vitesse du fluide (m/s)

d_b : diamètre de la buse (m)

μ : viscosité du fluide (Pa.s)

Pour un rinceur ayant un débit de 300 L/min, un diamètre de buse de 1 mm, et le fluide étant de l'eau, on obtient un nombre de Reynolds de l'ordre de 10^7 . Nous avons donc considéré que le coefficient de décharge avait une valeur de 1 dans la suite de nos calculs. La description détaillée de chaque rinceur se trouve dans l'annexe VI, comprenant sa fonction, le numéro correspondant dans la simulation ("Rx" pour la zone de formation et "rx" pour la section des presses), le nom du fournisseur, le modèle, les diamètres du tuyau et de la buse, le nombre de buses par rinceur, la pression, le type d'eau utilisée, le débit total par rinceur, et la destination de l'eau du rinceur après usage.

2.5 Résultats de la simulation

Nous nous intéressons maintenant aux informations que nous pouvons déduire de l'exploitation de la simulation. Pour cela, nous avons fait tourner la simulation pour huit points de fonctionnement, correspondant chacun à un jeu de dosages d'agents de rétention. Ces points sont décrits dans le tableau 2.1.

Tableau 2.1: Description des huit points de fonctionnement

agent de rét.	unité	1	2	3	4	5	6	7	8
B	kg/t recyc.	3	0	0	7	0	8	7,5	7
I	cm ³ /min	130	130	130	160	255	160	160	250
F	L/min	13	14	16,5	17	16,5	19	21	24

Nous avons tout d'abord représenté l'évolution du débit de pâte fraîche (D_{pf}) en fonction de R_{sabot}^f (figure 2.8). On constate au vu de cette courbe que lorsque la rétention des fines augmente, le débit de pâte fraîche diminue. Cette tendance est tout à fait logique: en effet, l'augmentation de la rétention provoque une augmentation du grammage. Pour pallier à cela, le contrôleur de grammage ferme la vanne d'arrivée de pâte.

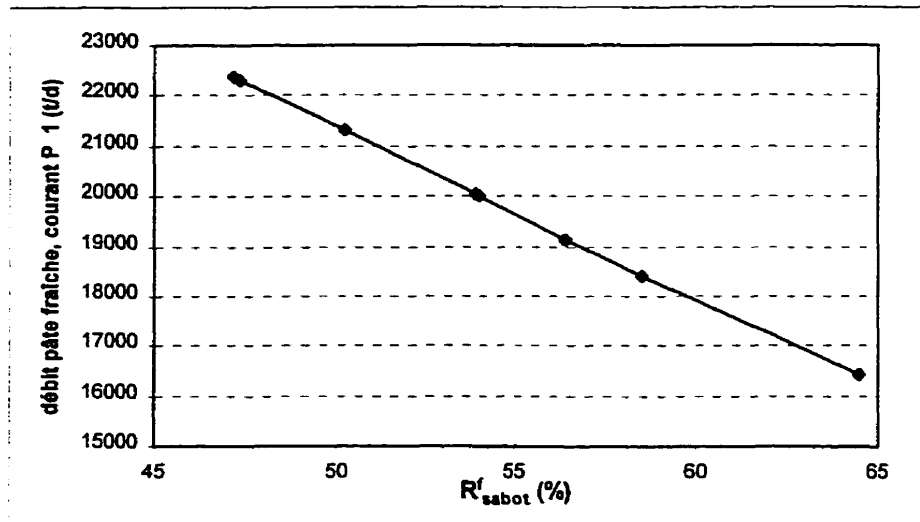


Figure 2.8: Évolution du débit de pâte fraîche versus R_{sabot}^f (simulation).

Nous venons de voir que l'augmentation de R_{sabot}^f induit une diminution du débit de pâte fraîche. Une des conséquences logiques est la diminution de la consistance dans la caisse d'arrivée. Puisque l'arrivée de pâte à 3% diminue, et que le débit d'eau de dilution reste sensiblement le même, il est aisé d'expliquer l'allure de la courbe 2.9 suivante.

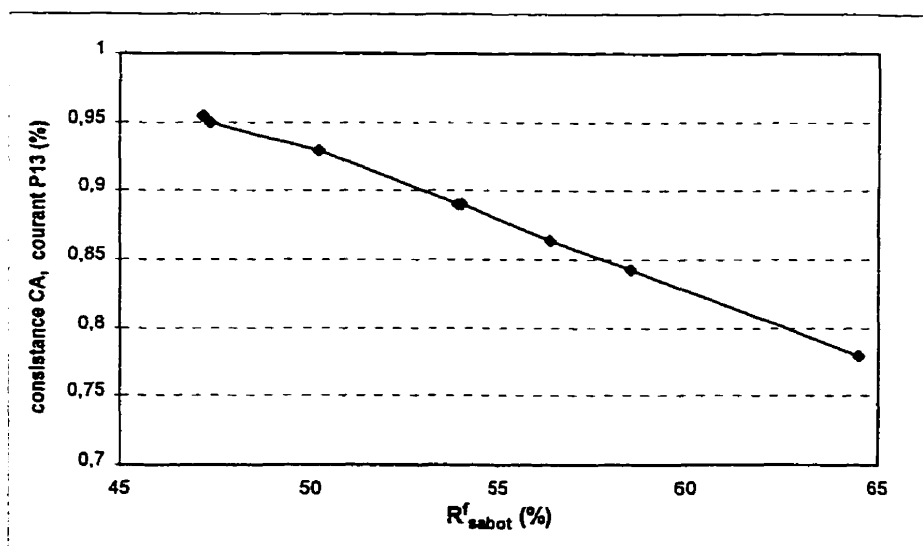


Figure 2.9: Évolution de la consistance dans C.A. versus R_{sabot}^f (simulation).

Par ailleurs, nous avons observé que la fraction de fines dans la caisse d'arrivée ($Y_{f_{P13}}$) est quasi constante lorsque R_{sabot}^f varie, et se situe aux alentours de 0,6. Ceci était prévisible, puisque deux effets contraires s'annulent presque mutuellement, pour aboutir à un quasi statu quo, comme cela a été expliqué dans le chapitre I. Ces deux effets sont:

- lorsque R_{sabot}^f augmente, la vanne de pâte fraîche se ferme, et le seul apport en fibres longues diminue. Ceci contribue à une augmentation de la fraction de fines dans la caisse d'arrivée.

- lorsque R_{sabot}^f augmente, il y a davantage de fines qui restent dans le papier, et moins qui partent dans l'eau blanche. À cause de la recirculation de l'eau blanche, l'alimentation en fines de la caisse d'arrivée (f_{EB1}) est moindre. Cet effet, contraire au précédent, va dans le sens d'une diminution de $Y_{f_{P13}}$.

Le drainage au niveau du sabot de formation joue un rôle sur la ciccité de la feuille de papier sortant du formeur (C_{F4}), comme le montre la figure 2.10.

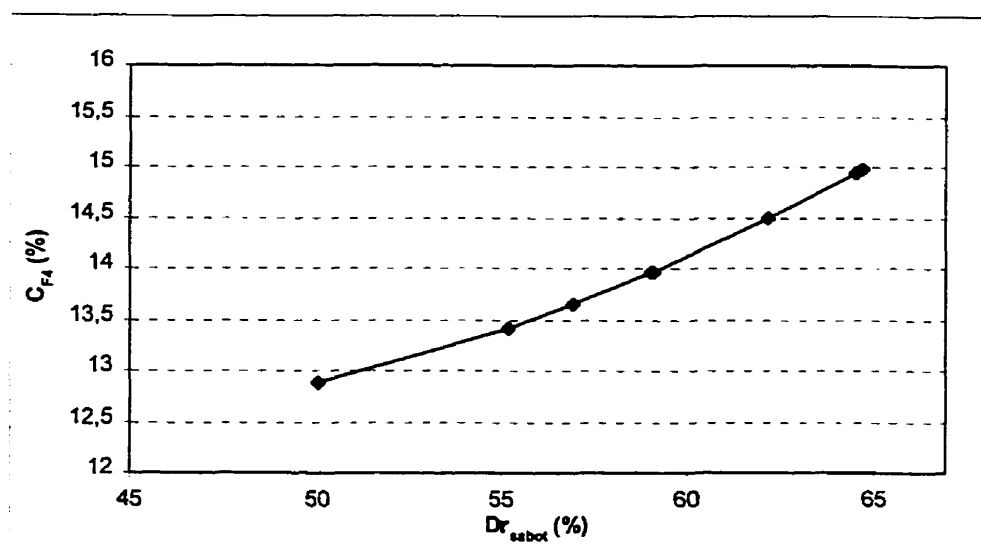


Figure 2.10: Consistance de la feuille sortant du formeur versus Dr_{sabot}

Lorsque Dr_{sabot} augmente, la consistance de la feuille augmente également, ce résultat étant très logique. Il est important de remarquer que ce phénomène aurait été plus accentué si nous n'avions pas introduit de modèles de drainage pour chacun des éléments (cinquième approche). En effet, ces modèles viennent tempérer la variation de ciccité de la feuille.

2.6 Conclusion

L'intérêt principal de ce travail est d'avoir établi une méthodologie permettant de développer la simulation de la partie humide d'une machine à papier, en intégrant deux modèles empiriques: rétention des fines, et drainage. Les erreurs que nous avons commises, et qui sont décrites, expliquées et solutionnées dans chacune des approches seront utiles pour la suite de ce projet, et seront probablement évitées à l'avenir lors de la mise en place de la simulation d'une autre machine à papier. Des étapes ont été franchies en ce qui concerne le développement. Nous savons par exemple à présent que la simulation d'une partie humide n'est pas viable lorsque l'on fixe la consistance de l'eau blanche ou de la feuille. Le procédé réel est beaucoup mieux représenté lorsque l'on fixe la rétention et le drainage de chaque élément. De plus, l'organigramme de calcul pour la machine à papier peut être appliqué à n'importe quelle machine, et en utilisant des modèles de rétention et drainage beaucoup plus élaborés. En effet, notre modèle de rétention n'est valable que pour un seul type d'agent de rétention (PEO et cofacteur), et dans un domaine d'application restreint. Il serait bon de le remplacer, à terme, par un modèle plus générique et reposant sur une étude théorique, validée expérimentalement, en prenant bien garde cependant à n'intégrer à ce modèle que des variables mesurables en usine. Enfin, et plus particulièrement dans le cadre de ce projet, cette simulation nous a permis d'obtenir les débits de feuille de papier, d'eau blanche drainée à chaque presse, des rinceurs. Cette information est primordiale pour pouvoir réaliser les bilans de masse qui seront effectués dans le chapitre III.

CHAPITRE III

DISTRIBUTION DES SOLIDES DISSOUS ET COLLOÏDAUX DANS LA ZONE DES PRESSES D'UNE MACHINE À PAPIER

3.1 Présentation de la zone des presses

3.1.1 Les feutres

Ainsi que nous l'avons décrit dans le chapitre II, la machine à papier compte trois presses. La première presse est munie d'un cylindre aspirant, et est à double feutre, les deux feutres mis en jeu étant le feutre preneur et le feutre inférieur. Dans la première et deuxième presse, la feuille est comprimée entre un rouleau de céramique (commun aux deux presses) et un rouleau à bombé variable. Ces deux presses sont à simple feutre: feutre preneur pour la deuxième presse, et troisième feutre pour la troisième presse. La figure 2.3 illustre la configuration décrite ci dessus.

La durée de vie moyenne d'un feutre dépend essentiellement de sa position sur la machine:

- 42 jours en position preneur
- 80 jours en position inférieur
- 60 jours en position troisième feutre.

Les compagnies Albany et Scapa fournissent les feutres à l'usine. Le modèle manufacturé par Albany est le feutre Duravent, tandis que Scapa fournit à l'usine trois modèles: Ultravent, Spectra et Ultramesh.

3.1.2 Les nettoyeurs industriels

L'usine utilise deux conditionneurs de feutre:

- Naltex 2666 (par Nalco) est injecté en continu dans l'eau des douches scanjet, qui effectuent des va et vient sur toute la largeur du feutre. Ce produit est utilisé pour chacun des trois feutres, et le dosage total est d'environ 16 à 20 mL/min. Cet additif est constitué d'acide citrique, d'un dispersant et d'un surfactant; il s'agit d'un acide organique.

- Nalstrip 1570 (par Nalco) est utilisé seulement aux arrêts de la machine, et est appliqué aux trois feutres.

Des nettoyeurs industriels sont également appliqués au rouleau de céramique, ils sont fournis par la compagnie Betz Dearborn, et sont tous des composés organiques:

- un agent de nettoyage, injecté dans une des douches du rouleau céramique, dont le dosage est de 110 mL/min.

- un agent de conditionnement du rouleau de céramique (constitué d'un polymère cationique, qui en adhérant au rouleau empêche le dépôt de matières collantes). Cet additif est injecté en continu dans une douche située entre les deux lames du docteur du rouleau céramique, à un dosage de 33 mL/min.

- un produit de nettoyage est utilisé au besoin, c'est à dire lors d'un arrêt machine si le rouleau est sale.

3.1.3 Les mesures de débit autour de la zone des presses

3.1.3.1 Les rinceurs

Nous avons classé les rinceurs selon qu'ils sont injectés sur le feutre preneur, sur le feutre inférieur ou sur le troisième feutre. Les débits maximum admissibles dans les buses de chaque douche ont été estimés à partir de tableaux établis par les fournisseurs. Nous allons répertorier seulement les rinceurs continus, et susceptibles de se retrouver dans le système analysé. Les rinceurs intermittents ne sont pas pris en compte, car la campagne d'échantillonnage décrite plus loin dans ce rapport a été réalisée pendant une

période de fonctionnement normal de la machine (ni démarrage, ni arrêt), et les rinceurs intermittents de nettoyage (fonctionnant une heure par quart de travail) n'ont pas été actionnés, sur demande, pendant le prélèvement des échantillons. Quant à notre système analysé, il se limite à l'eau récupérée dans les bacholles sous presses, et aux trois séparateurs de boîtes à vide. Nous avons fait l'hypothèse que les rouleaux aspirants ne drainent pas l'eau de la feuille, ni l'eau des rinceurs (mis à part l'eau des rinceurs de lubrification du rouleau preneur et du rouleau aspirant de la première presse). Pour cette raison, le dispositif à vide ne fait pas partie de notre système .

Le feutre preneur reçoit l'eau de trois types de rinceurs:

- rinceurs de lubrification des deux caisses aspirantes (r1a et r1b dans le tableau de l'annexe VI). Le débit total des deux rinceurs a été évalué à 395 L/min.
- nettoyage du feutre preneur (r12a), dont le débit est de 114 L/min.
- jet à course transversale (r5a), dont le débit est de 2 L/min.

Ces rinceurs sont tous alimentés avec de l'eau fraîche, et leur débit total est égal à 511 L/min. Dans la suite de ce mémoire, ces trois rinceurs sont regroupés sous l'appellation r_p , pour rinceurs du feutre preneur.

Pour le feutre inférieur, les rinceurs sont les mêmes que pour le feutre preneur, à la différence près qu'il n'y a qu'une seule caisse aspirante, donc un seul rinceur de lubrification. Les trois types de rinceurs sont:

- rinceur de lubrification (r1c), dont le débit est égal à 198 L/min.
- nettoyage du feutre inférieur (r12b), dont le débit est égal à 125 L/min.
- jet à course transversale (r5b), dont le débit a été estimé à 2 L/min.

De la même façon que pour le feutre preneur, nous noterons désormais r_i les rinceurs du feutre inférieur, et dont le débit total est égal à 325 L/min.

En ce qui concerne le troisième feutre, ses rinceurs sont en tous points indentiques à ceux du feutre inférieur, excepté le fait que le rinceur de nettoyage (r12c) n'est jamais mis en service, il produit trop de gouttelettes qui risquent de se déposer sur la feuille de papier. Les rinceurs de ce feutre sont:

- rinceur de lubrification (r1d), dont le débit est égal à 198 L/min.
- jet à course transversale (r5c), dont le débit est égal à 2 L/min.

Ces deux rinceurs seront notés par la suite r_3 , et leur débit total a été estimé à 200 L/min.

Il est bien important de remarquer que tous les débits estimés ci-dessus sont des débits maximaux, c'est à dire qu'ils peuvent être observés lorsque la douche est neuve ou qu'elle vient d'être parfaitement nettoyée. Après un certain temps d'opération, les buses se bouchent partiellement, et le débit réel est alors inférieur au débit maximal estimé par le fournisseur.

3.1.3.2 Les bacholles et les séparateurs de boîtes à vide

L'eau extraite de la feuille à chacune des trois presses est récupérée dans une bacholle, dont le débit est mesuré en continu par un canal Parshall. Le principe de cette méthode de mesure de débit est un rétrécissement soudain dans le canal d'amenée de l'eau. Ce rétrécissement provoque une augmentation du niveau du fluide dans le canal. La hauteur du fluide au dessus du rétrécissement est capté par une sonde, et une conversion est effectuée pour convertir cette hauteur en débit. Cette mesure est assez imprécise, et le débit peut être surestimé si le rétrécissement dans le canal est partiellement bouché par un dépôt de matière fibreuse. Il est donc bien important de nettoyer fréquemment ce type de débitmètre.

Chaque feutre est équipé de une (feutre inférieur et troisième feutre) ou deux (feutre preneur) boîtes à vide, qui permettent d'aspirer l'eau encore présente dans le feutre, en même temps que la saleté dissoute par les conditionneurs de feutre. L'eau blanche

aspirée par ces boîtes est séparée de l'air dans un séparateur à vide. Trois séparateurs sont donc en opération (un pour chacun des feutres), et le débit d'eau blanche sortant peut être mesuré, à l'aide d'un débitmètre en "V". L'opérateur plonge une règle graduée au centre du V, mesure la hauteur du liquide, et une simple table de conversion permet ensuite d'accéder au débit.

La destination de l'eau extraite de la feuille au niveau des presses varie selon plusieurs paramètres:

- l'âge du feutre
- sa compressibilité

Pour ce qui est de l'âge du feutre, l'effet de ce paramètre sur les débit d'eau blanche est aisément observable grâce aux relevés des débits aspirés aux boîtes à vide. Lorsque l'on trace l'évolution de ces débits en fonction de l'âge du feutre, et ce pour chacun des trois feutres, on observe les courbes des figures 3.1, 3.2 et 3.3.

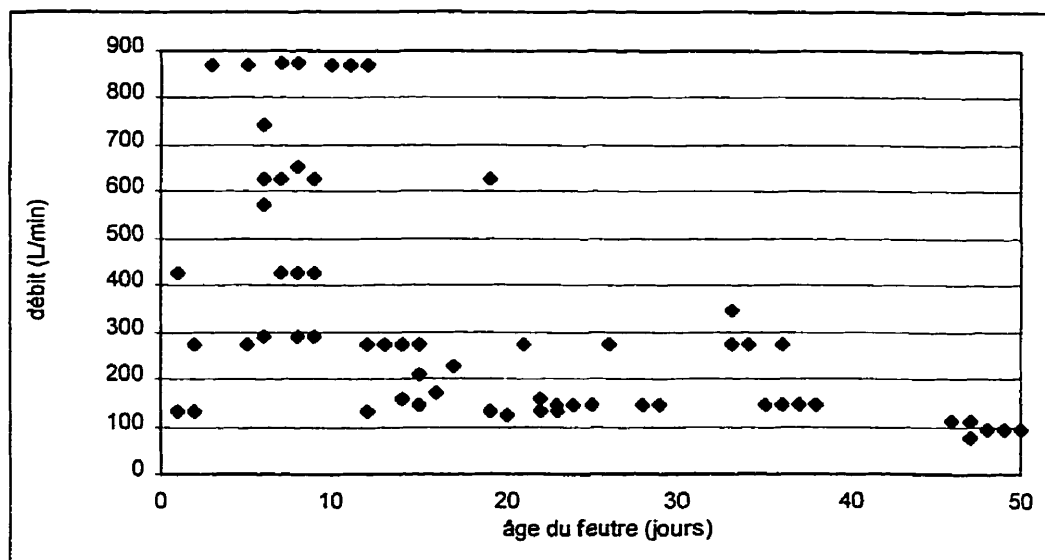


Figure 3.1: Débit boîte à vide du feutre preneur versus âge du feutre.

Cette courbe a été tracée en recueillant un nombre important de données à l'usine, s'étalant sur une grande période (de janvier 1997 à mai 1998), et en les compilant. On constate, en examinant cette figure, que le débit d'eau blanche aspirée aux boîtes à vide semble être assez faible pendant les trois jours suivant l'installation du feutre. Puis ce débit augmente soudainement, et reste élevé pendant environ une dizaine de jours. On constate néanmoins que pendant cette période, le débit peut être faible, comme il peut être fort (il semble que ce soit une période de forte variation du débit). Par la suite, le débit décroît plus ou moins progressivement. Il faut tout de même être prudent quant à l'interprétation de cette courbe: de nombreux facteurs ne sont pas pris en compte ici et peuvent avoir une influence sur le débit d'eau blanche aspirée par les boîtes à vide. Ces facteurs sont, par exemple: les périodes de casses, les feutres provenant de fournisseurs différents, les changements de conditionneurs de feutre, les changements dans les ratios de pâtes utilisées, les lavages des feutres pendant un arrêt machine, etc. Malgré tout ceci, une tendance se dessine, montrant que le débit d'eau blanche aspirée tend à diminuer lorsque le feutre vieillit. Cette observation peut être généralisée aux feutres inférieurs et troisième feutre, comme le montrent les figures 3.2 et 3.3.



Figure 3.2: Débit boîte à vide feutre inférieur versus âge du feutre.

Il semble que le feutre inférieur se comporte de la même façon que le feutre preneur: le débit est peu important pendant les dix premiers jours, puis augmente soudainement, et diminue d'une manière assez brusque semble-t-il.

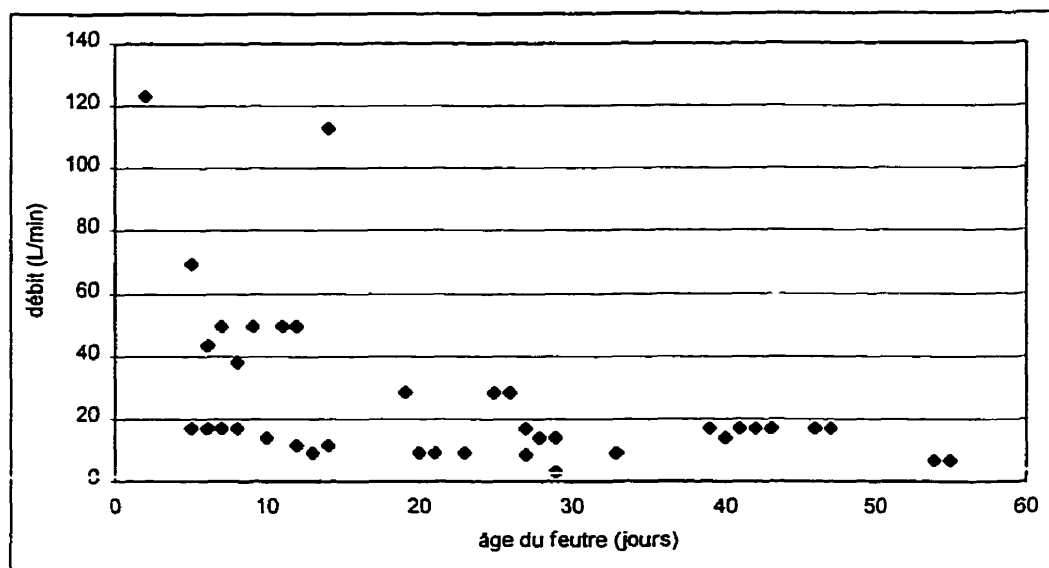


Figure 3.3: Débit boîte à vide troisième feutre versus âge du feutre.

Quant au troisième feutre, son comportement semble particulier, puisque dès l'installation du feutre, le débit observé à la boîte à vide est important. Ce débit diminue lorsque l'âge du feutre augmente.

Le deuxième facteur important agissant sur le partage de l'eau est la compressibilité du feutre. Les feutres sont conçus pour que le troisième feutre soit moins compressible que le feutre preneur, lui même étant moins compressible que le feutre inférieur. La raison est simple: le feutre doit toujours être moins compressible que la feuille de papier. En effet, dans le cas contraire, c'est l'eau du feutre qui est éliminée à la presse, et non l'eau de la feuille, avec un risque de mouillage de la feuille par l'eau du feutre. Étant donné que la feuille contient de moins en moins d'eau quand elle passe d'une presse à l'autre, il faut que les feutres soient adaptés à cette perte de compressibilité de la feuille, et suivent

la même évolution. Le troisième feutre étant peu compressible, donc peu apte à transporter de grandes quantités de liquide, l'eau extraite de la feuille en troisième presse sera préférentiellement recueillie dans la bacholle, plutôt qu'à la boîte à vide.

3.2 Échantillonnage en usine

3.2.1 Collecte des données

Nous avons réalisé deux campagnes d'échantillonnage à l'usine MacLaren. La première a eu lieu le 20 mars 1998, la seconde le 5 mai 1998. Lors du premier prélèvement, il a été impossible d'échantillonner tous les points désirés, notamment dans les bacholles de la première et de la troisième presse, et le bilan matière de notre système ne pouvait de ce fait être résolu. En revanche, tous les points choisis ont pu être échantillonnés lors de la deuxième campagne. Les résultats du premier échantillonnage n'ayant pas tous été exploités, nous ne présenterons dans ce rapport que les résultats que nous avons analysés.

Les échantillons qui ont été prélevés sont les suivants, avec leur numéro d'échantillon: pâte de la caisse d'arrivée (1), eau blanche de formation drainée au niveau du sabot (2), eau blanche de la bacholle sous première presse (3), sous deuxième presse (4), sous troisième presse (5), eau blanche des boîtes à vide du feutre preneur (6), du feutre inférieur (7), du troisième feutre (8). Lors de la première campagne, nous avons échantillonné l'eau fraîche (9), venant du cuvier d'eau tiède et alimentant les rinceurs de la machine à papier. Les échantillons prélevés en section de formation sont représentés sur la figure 3.4, et tous les autres figurent sur le schéma des presses, en figure 3.5. Sur cette dernière figure, sont également représentés les rinceurs des presses, décrits au paragraphe 3.1.3.1.

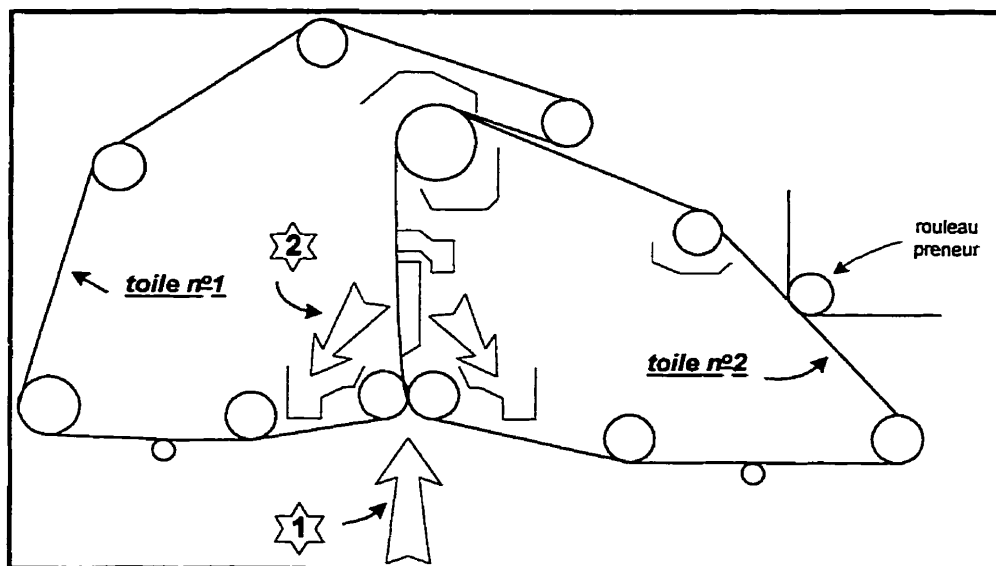


Figure 3.4: Échantillons prélevés en zone de formation.

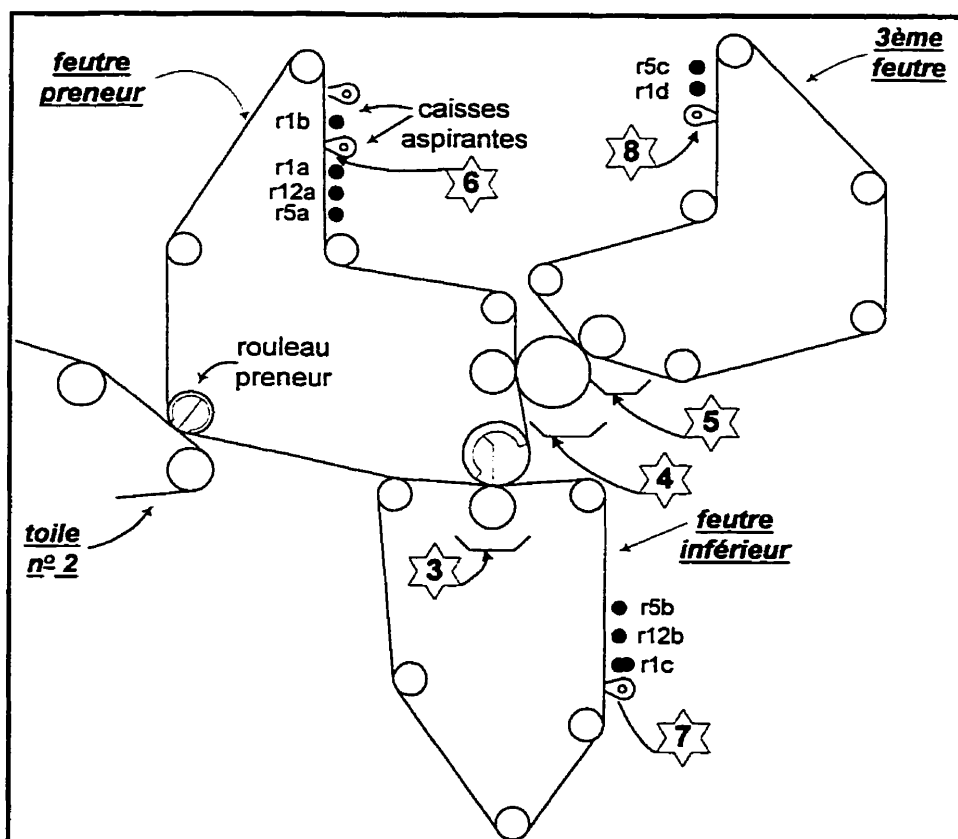


Figure 3.5: Échantillons prélevés dans la section des presses.

Les conditions opératoires lors du premier échantillonnage étaient:

- grammage: 48,8 g/m²
- dosage des agents de retention: l'usine n'utilisait pas de bentonite, mais on injectait 130 mL/min de cofacteur, et 12,5 L/min de flocculant
- ratios de pâtes: pâte mécanique (43,55 %), pâte chimique (41,46 %), pâte recyclée (10,26 %), pâte kraft (4,73 %), pâte cassée (10,25 %, calculée sur la base des 100 % de pâtes vierges)
- vitesse de la machine: 1182 m/min à l'enrouleuse
- type et âge des feutres: le feutre preneur est de type Ultravent (manufacturier Scapa) et a 35 jours lors de l'échantillonnage. Le feutre inférieur est un modèle Duravent (Albany) et a été installé 20 jours auparavant, tandis que le troisième feutre est de type Ultravent (Scapa) et a seulement 6 jours.

Les échantillons ont été pris une seule fois, en assez grande quantité, étant donné le nombre important d'analyses planifiées. Nous avons tenté de prélever ces échantillons dans une période de temps la plus courte possible, ce qui a été rendu difficile par la très mauvaise accessibilité de certains échantillons, notamment l'eau blanche dans les bacholles sous première et troisième presse.

3.2.2 Analyses des échantillons

Les analyses qui ont été réalisées sur ces échantillons sont les suivantes. Sur l'échantillon total (phase solide et phase liquide non séparées), nous avons analysé:

- la consistance (T240 om-88, Tappi Test Methods)
- les cendres des solides en suspension (T211 om-85)
- la classification des fibres, selon la méthode d'analyse Bauer-McNett (T233 cm-82)
- la turbidité
- le pH

La consistance a été mesurée en filtrant l'échantillon sur un filtre Whatman 41, dont la taille des pores se situe entre 20 et 25 μm . Ce filtre a l'avantage de ne pas contenir de cendres, ce qui a permis de mesurer la quantité de cendres se trouvant dans le gâteau présent sur le filtre (cette opération a bien sûr été effectuée après avoir déterminé la consistance de l'échantillon). Il est important de noter que le gâteau se trouvant sur le filtre a été rincé à l'eau distillée, une fois que la filtration était complétée, dans le but de minimiser la quantité de solides dissous et colloïdaux piégés dans le gâteau et/ou le filtre, et qui pourraient être responsables d'une surestimation de la consistance. Nous n'avons pas tenu compte de la dilution du filtrat occasionnée par ce rinçage, puisque la quantité de solides dissous et colloïdaux de nos échantillons a été mesurée par une autre méthode que la filtration, et qui est décrite ci-dessous.

La phase solide (contenant les solides en suspension) a été séparée de la phase liquide (contenant l'eau et les solides dissous et colloïdaux), par la méthode décrite par Holmbom et Örsa (1993). Les auteurs recommandent d'effectuer cette séparation par centrifugation, et non par filtration, cette dernière donnant lieu inévitablement à un phénomène d'absorption des gouttelettes hydrophobes et des particules colloïdales sur le gâteau de matière fibreuse retenue sur le filtre. Nous avons donc réalisé la séparation en centrifugeant nos échantillons pendant 20 minutes, à une vitesse de 5000 tours/minute. Le surnageant est ensuite récupéré, et nous avons pu effectuer nos analyses concernant les solides dissous et colloïdaux, à savoir:

- hémicelluloses (arabinose, xylose, mannose, galactose, glucose), par chromatographie gazeuse (T249 cm-85)
- lignine, par mesure d'absorbance à une longueur d'onde de 205 nm.
- carbone organique total (COT) (Technicon Industrial Method, n° 455-76W/A)
- cations (Na, Ca, K, Fe, Mg, Mn, Ba, S, Al, Si, Ti), par spectrophotométrie à absorption atomique (CPPA G.34P, Standart Testing Methods)
- anions (Cl^- , SO_4^{2-} , $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$), par chromatographie ionique (T699 om-87)

- acides gras et résineux (acides palmitique, heptadecanoïque, manool, linoléique, linolenique, stéarique, pimarique, déhydroabiétique, abiétique, néoabiétique, tricosanoïque, tristearin). Ces composés sont analysés par chromatographie gazeuse.

En ce qui concerne la phase solide qui a décanté lors de la centrifugation, nous l'avons rincée une fois (c'est à dire après la première centrifugation, on enlève le surnageant et on ajoute une certaine quantité d'eau distillée; on centrifuge à nouveau, et on élimine le surnageant). En effet, après la première centrifugation, l'eau se trouvant dans la phase solide contient des solides dissous et colloïdaux. Le rinçage permet de remplacer cette eau riche en matières dissoutes et colloïdales par une eau distillée. Le risque de surestimer les quantités analysées dans les solides en suspension est considérablement diminué par ce rinçage. Les seules analyses effectuées sur la phase solide des échantillons sont des analyses de cations (Na, K, Ca, Fe, Mg, Mn, Ba, S, Al, Ti, Si). Pour cela, la matière fibreuse recueillie après centrifugation et rinçage a été séchée, puis déchiquetée, ensuite digérée à l'acide. Dans la phase liquide ainsi obtenue, il est possible de quantifier la concentration de chacun des cations, par la méthode d'analyse ICP ("Inductively Coupled Plasma").

3.2.3 Les résultats des analyses

Le résultat des analyses est détaillé dans les tableaux 3.1, 3.2 et 3.3. Dans ces tableaux, le numéro de chaque échantillon comporte deux chiffres, séparés par un tiret. Le premier chiffre (1 ou 2) indique si l'échantillon concerné a été prélevé lors de la première campagne ou de la seconde. Le second chiffre (de 1 à 9) indique l'emplacement dans l'usine où cet échantillon a été prélevé; les sites d'échantillonnage sont illustrés sur les figures 3.4 et 3.5. Ainsi, le numéro 2-4 provient de la bacholle sous deuxième presse, échantillonné le 5 mai 1998 (deuxième campagne).

Tableau 3.1: Résultats des analyses sur phase solide des échantillons

	unité	préc.	1-1	1-2	1-4
Na	mg/kg	5%	494	466	522
Ca	mg/kg	5%	1582	1861	1884
K	mg/kg	5%	309	387	525
Fe	mg/kg	5%	290	471	939
Mg	mg/kg	5%	287	379	583
Mn	mg/kg	5%	85,7	92,9	79,5
Ba	mg/kg	5%	20,1	26,5	34,1
S	mg/kg	5%	2048	2102	2059
Al	mg/kg	5%	1,24	2,03	4,11
Si	mg/kg	5%	1,31	1,98	3,87
Ti	mg/kg	5%	1203	1933	4555

Tableau 3.2: Résultats des analyses sur échantillons complets

	unité	préc.	2-1	2-2	2-3	2-4	2-5	2-6	2-7	2-8	1-9
cons.	%	5%	0,97	0,5	0,19	0,25	0,09	0,254	0,14	0,01	0
cendres SS	%	10%	4,2	8	15,5	15	22	11,6	15,4	17,9	-
turbidité	NTU	-	511	460	330	422	612	540	318	42	2
pH		-	5,03	5,01	5,31	5,68	5,83	7,22	5,73	5,62	7,04

Tableau 3.3: Résultats des analyses sur phase aqueuse des échantillons

	unité	préc	2-1	2-2	2-3	2-4	2-5	2-6	2-7	2-8	1-9
SDC totaux	mg/L	5%	1154	1139	959	1015	961	986	796	237	49
cendres	mg/L	10%	180	182	165	164	131	151	127	27	28
hémicellulose											
arabinose	mg/L	10%	33	29	27	22	19	18	18	<1	<1
xylose	mg/L	10%	48	45	35	34	32	29	28	<1	<1
mannose	mg/L	10%	71	68	61	49	49	41	40	<1	<1
galactose	mg/L	10%	148	145	120	111	74	72	87	<1	<1
glucose	mg/L	10%	57	55	56	45	53	42	37	<1	<1
lignine	mg/L	5%	210	190	140	170	180	160	160	40	4
COT	mg/L	5%	597	657	557	556	557	553	437	159	2
ions											
Cl ⁻	mg/L	5%	5,8	6,8	5,8	<1	<1	5,9	5,5	<1	6,16
SO ₄ ²⁻	mg/L	5%	73	75	63,6	63	42,6	42,1	50,7	8,2	6,86
S ₂ O ₃ ²⁻	mg/L	5%	<1	<1	<1	<1	<1	<1	<1	<1	<0,2
Na	mg/L	5%	47,1	46,3	40	37,7	27	28,3	31	6,06	3,9
Ca	mg/L	5%	2,82	2,76	2,91	2,70	3,50	2,17	3,09	5,45	7,62
K	mg/L	5%	10,2	10,2	8,89	12,5	6,45	14,7	6,89	12,8	0,67
Fe	mg/L	5%	0,35	0,31	0,37	0,38	0,41	0,35	0,30	0,19	0,14
Mg	mg/L	5%	0,46	0,45	0,49	0,57	0,66	0,34	0,52	0,88	1,21
Mn	mg/L	5%	0,24	0,24	0,20	0,19	0,16	0,17	0,18	0,04	0,03
Ba	mg/L	5%	0,03	0,02	0,03	0,02	0,02	0,03	0,02	0,02	0,01
S	mg/L	5%	30,4	29,5	25,1	24	16,7	17,4	19,3	3,17	2,56
Al	mg/L	5%	3,23	3,12	3,32	3,72	5,35	4,06	3,08	0,86	0,08
Si	mg/L	5%	9,36	9,06	8,63	9,82	11,2	10,2	8,11	3,45	2,68
Ti	mg/L	5%	0,21	0,20	0,26	0,22	0,34	0,25	0,22	0,07	N.D.
AGR totaux	mg/L	5%	12,93	11,07	7,47	8,33	7,58	7,21	4,55	1,71	0
palmitique	mg/L	5%	0,74	0,70	0,36	0,37	0,30	0,16	0,22	0,24	0
heptadecan.	mg/L	5%	0,34	0,28	0,15	0,25	0,20	0,50	0,09	0,02	0
manool	mg/L	5%	1,28	1,18	0,88	1,08	1,00	1,75	0,61	0,29	0
linoleique	mg/L	5%	1,68	1,55	0,96	0,94	0,80	0,44	0,64	0,11	0
linolenique	mg/L	5%	1,49	1,42	0,92	1,00	0,90	0,80	0,65	0,28	0
stéarique	mg/L	5%	0,43	0,41	0,25	0,30	0,40	0,38	0,19	0,09	0
pimarique	mg/L	5%	0,34	0,29	0,21	0,23	0,20	0,53	0,19	0,06	0
déhydroab.	mg/L	5%	3,02	2,35	1,82	2,04	1,90	0,88	0,61	0,00	0
abiétique	mg/L	5%	1,82	1,40	0,94	1,16	1,01	1,00	0,90	0,00	0
néoab.	mg/L	5%	0,05	0,04	0,03	0,03	0,03	0,08	0,02	0,00	0
tricosan.	mg/L	5%	0,04	0,04	0,03	0,03	0,03	0,06	0,03	0,00	0
tristearin	mg/L	5%	1,70	1,40	0,93	0,90	0,81	0,6	0,40	0,00	0

N.D.: non détectable

3.3 Résolution du problème

Lorsque l'on examine la configuration des presses de la machine à papier sur la figure 3.5, nous constatons que les première et deuxième presses sont étroitement imbriquées, impliquant le feutre preneur et le feutre inférieur. En effet, l'eau extraite de la feuille en première presse par exemple, peut aboutir dans la bacholle 1, dans la bacholle 2, être extraite du feutre preneur au niveau des boîtes à vide du feutre preneur, ou bien être aspirée par la boîte à vide du feutre inférieur. La quantité de possibilités est donc très grande. Et la réalité est sans doute une combinaison de ces différentes possibilités. Par contre, la troisième presse est complètement indépendante des deux autres presses: l'eau extraite en troisième presse ne peut que se retrouver dans la bacholle 3, ou rester dans le troisième feutre. À la lumière de ces observations, nous avons donc décidé de traiter les première et deuxième presses comme un seul bloc, et la troisième presse séparément.

3.3.1 Bilans globaux

Notre objectif est de connaître la quantité de matière extraite de la feuille au niveau des presses de la machine à papier. C'est à dire la quantité de matière que l'on récupérerait sous les presses s'il n'y avait pas de feutre. Dans la réalité, cette matière extraite de la feuille peut prendre deux directions: tomber directement dans une bacholle ou être piégée dans un feutre, pour en être extraite ultérieurement.

3.3.1.1 Définition des systèmes

Afin de résoudre un bilan matière global, il faut tout d'abord définir un système, puis en déterminer les entrées et sorties. À partir de là, les inconnues sont aisément identifiables, et il suffit de poser les hypothèses nécessaires pour résoudre le système. Le système que nous avons défini pour la section des presses 1 et 2, et qui est représenté par la boîte de la figure 3.6, comprend:

- le feutre preneur et le feutre inférieur, ainsi que leurs boîtes à vide respectives
- les bacholles 1 et 2

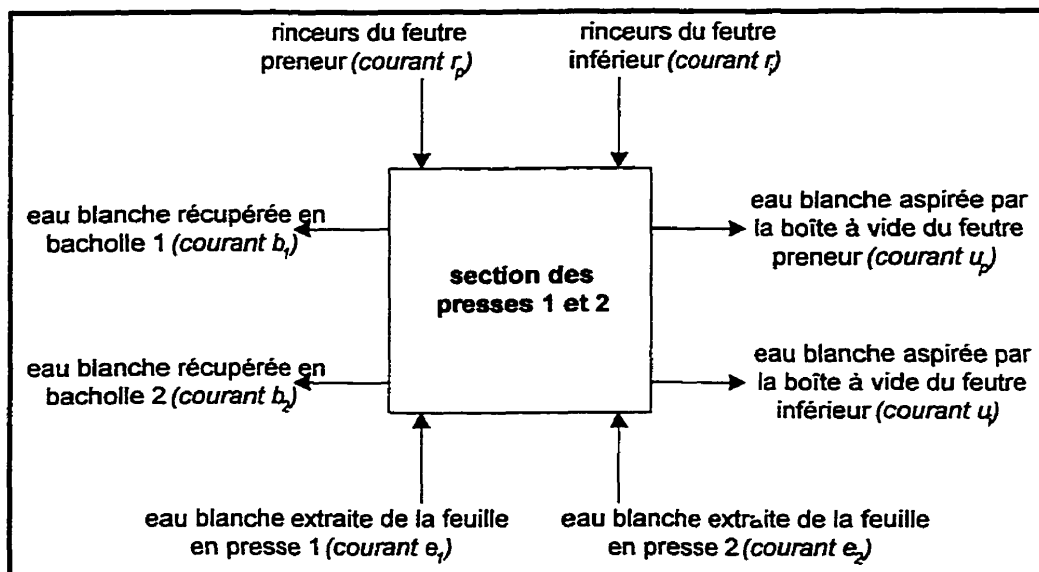


Figure 3.6: Schéma du système de la section des presses 1 et 2.

Quand à la section de la troisième presse, le système que nous avons délimité (boîte de la figure 3.7) inclut:

- le troisième feutre et sa boîte à vide
- la bacholle 3

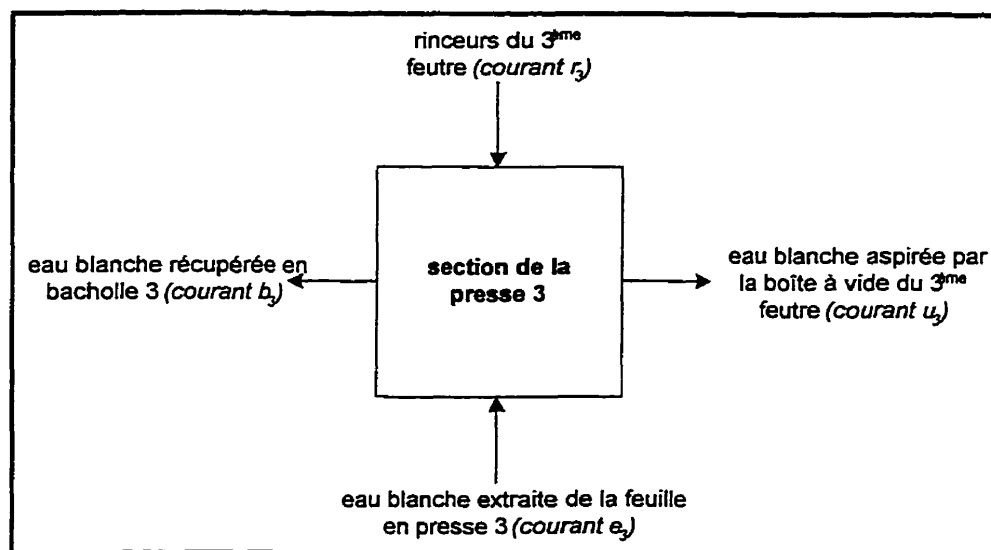


Figure 3.7: Schéma du système de la section de la presse 3.

La feuille de papier ne fait pas partie du système, puisque l'eau blanche extraite de la feuille est considérée comme une entrée de notre système. Les rinceurs, également, n'y sont pas inclus, car l'eau provenant des douches est une entrée du système. Les bacholles et les boîtes à vide, quant à elles, sont considérées comme des éléments internes du système, et les courants d'eau blanche sortant de ces éléments sont des sorties du système.

La correspondance entre les courants et les échantillons est clairement établie dans le tableau 3.4. Par exemple, les analyses effectuées sur l'échantillon 1-9 ont servi à établir les débits massiques partiels des trois courants de rinceurs.

Tableau 3.4: Correspondance entre les courants et les échantillons

échantillon	courant
2-3	b_1
2-4	b_2
2-5	b_3
2-6	u_p
2-7	u_i
2-8	u_3
1-9	r_p, r_i et r_3

3.3.1.2 Résolution des systèmes

Les composés qui nous intéressent particulièrement dans cette étude sont les solides dissous et colloïdaux. C'est sur ce point que nous avons porté beaucoup d'efforts lors des analyses. Afin de résoudre notre système, c'est à dire de déterminer le débit, puis la concentration de ces solides dans les courants e_1 , e_2 et e_3 , nous devons calculer le débit de phase aqueuse dans tous les autres courants, qui correspond au débit de matière totale auquel on soustrait le débit de matière fibreuse. Ensuite, connaissant les débits partiels de solides dissous et colloïdaux dans tous les courants échantillonnés, nous pourrons effectuer de simples bilans matière, et atteindre ainsi notre objectif. La matière

fibreuse dans tous les courants échantillonnés autour des presses est constituée uniquement de fibres fines; ceci a été vérifié par une classification Bauer McNett de nos échantillons. Dans l'établissement de tous nos bilans matière, nous faisons l'hypothèse qu'il n'y a aucune accumulation de matière dans nos systèmes. Cette hypothèse est valable ici, car notre étude porte sur une période relativement courte (un jour), et l'accumulation est négligeable pendant cette durée. Il est néanmoins certain que cette accumulation doit être prise en compte lorsque l'on étudie un feutre pendant toute sa durée de vie, par exemple.

En ce qui concerne la section des presses 1 et 2, les débits de matière totale que nous connaissons sont:

- D_{b1} , égal à 1077 t/d (mesure de débit en continu à l'usine)
- D_{b2} , égal à 2538 t/d (mesure de débit en continu à l'usine)
- D_{up} , égal à 4 t/d (mesure de débit occasionnelle à l'usine)
- D_{ui} , égal à 71 t/d (mesure de débit occasionnelle à l'usine)
- D_{e1} , égal à 2281 t/d (simulation et modèle de Kerekes et MacDonald (1991))
- D_{e2} , égal à 297 t/d (simulation et modèle de Kerekes et MacDonald (1991))

L'obtention des deux derniers débits a été explicitée en détail dans le chapitre II. La simulation a été placée dans des conditions opératoires semblables à celles en vigueur à l'usine le jour de l'échantillonnage, et qui sont présentées au paragraphe 3.2.1.

Les seules inconnues sont alors D_p et D_{ri} , le débit d'eau des rinceurs de feutres, dont nous connaissons le débit maximal, mais non le degré d'obturation des buses, et donc pas le débit réel. Ces débits sont déduits par simple bilan matière autour de la section des presses 1 et 2:

$$D_p + D_{ri} = (D_{b1} + D_{b2} + D_{up} + D_{ui}) - (D_{e1} + D_{e2}) \quad (3.1)$$

Nous obtenons pour le débit total des deux rinceurs une valeur de 1112 t/d. Ce qui implique que les douches sont bouchées à 8 % (en se basant sur les valeurs maximales

de débit des rinceurs fournis par le manufacturier, et présentées dans le paragraphe 3.1.3.1).

Dès lors, il est possible de calculer le débit de fines dans chaque courant ayant été échantillonné, à partir de nos analyses de consistance, et des débits totaux précédemment calculés. Les consistances qui ont été mesurées sont: C_{b1} , C_{b2} , C_{rp} , C_{ri} , C_{up} , C_{ui} , d'où nous déduisons les débits de fines dans chacun des courants: f_{b1} , f_{b2} , f_{rp} , f_{ri} , f_{up} , f_{ui} . Par simple bilan matière autour de la section des presses 1 et 2, nous obtenons le débit de fines dans les courants e_1 et e_2 , autrement dit, la quantité de fines extraite de la feuille dans les deux premières presses:

$$f_{e1} + f_{e2} = (f_{b1} + f_{b2} + f_{up} + f_{ui}) - (f_{rp} + f_{ri}) \quad (3.2)$$

Il est bien important de noter que notre degré de connaissance de cette zone, et le fait que les deux premières presses soient étroitement imbriquées, ne nous permettent pas de différencier la quantité de fines extraites de la première presse et la quantité de fines extraites de la deuxième presse. Nous traiterons donc ces deux courants e_1 et e_2 comme un tout, et toutes les concentrations de matière que nous déduirons seront une moyenne pour ces deux courants. Par exemple, en ce qui concerne les fines, l'équation précédente nous a permis de déduire une consistance moyenne dans les courants e_1 et e_2 :

$$\frac{f_{e1} + f_{e2}}{D_{e1} + D_{e2}} \times 100 = 0,36\% \quad (3.3)$$

Dans la réalité, C_{e1} est très probablement supérieur à 0,36 % et C_{e2} sans doute inférieur à cette valeur. Ce résultat pour la consistance de l'eau blanche extraite lors des deux premiers pressages est assez réaliste, puisque les mesures ont montré que la consistance se situe entre 0,19 % et 0,25 % pour l'eau blanche recueillie sous les bacholles. Étant donné que cette eau est diluée par les rinceurs, et qu'une partie des fines est retenue dans les feutres (qui soit s'accumulent dans les feutres, soit en sont extraites par les boîtes à vide), il est évident que l'eau blanche extraite de la feuille de papier doit avoir une consistance supérieure à l'intervalle 0,19-0,25 %.

Connaissant les débits de matière totale et les débits de fines, nous pouvons déduire les débits de phase aqueuse de chacun des courants. Nous avons analysé la concentration en solides dissous et colloïdaux pour les courants b_1 , b_2 , r_p , r_i , u_p et u_i . En multipliant cette concentration par le débit de phase aqueuse, nous accédons au débit de solides dissous et colloïdaux pour chacun des six courants cités ci-dessus, et par bilan matière, on obtient le débit dans les courants e_1 et e_2 . Cette opération est répétée pour chacun des composés analysés.

Étant donné que notre objectif est d'étudier l'éventuelle adsorption ou désorption des composés dissous et colloïdaux sur la feuille de papier, nous transformons tous les débits de matière obtenus en concentrations, afin de pouvoir effectuer des comparaisons avec les concentrations des courants d'eau blanche et de pâte situés en amont des presses sur la machine à papier. Les résultats finaux (concentrations) se trouvent dans le tableau 3.5, alors que les résultats intermédiaires peuvent être consultés en annexe VII.

La démarche est absolument identique en ce qui concerne la section de la presse 3:

- D_{b3} est égal à 308 t/d (mesure de débit en continu à l'usine)
- D_{u3} est égal à 29 t/d (mesure de débit occasionnelle à l'usine)
- D_{e3} est égal à 275 t/d (simulation et modèle de Kerekes et MacDonald (1991)).

Grâce à un bilan de matière totale autour de la section de la presse 3, on obtient une valeur de 62 t/d pour D_{r3} . Les rinceurs de ce feutre sont donc bouchés à environ 78 %. Il a malheureusement été impossible de vérifier visuellement le degré d'obturation des douches, car elles sont rarement démontées à l'usine. Par la suite, les débits de fines sont calculés à partir des concentrations, pour les courants ayant été échantillonnés, et nous déduisons par bilan le débit de fines dans le courant e_3 . Nous sommes alors en mesure d'établir le débit de phase aqueuse dans chacun des courants de la section de la presse 3, et enfin de calculer débit puis concentration des composés dissous et colloïdaux analysés.

3.3.1.3 Calcul d'incertitude

Connaissant la précision de chaque mesure, nous allons pouvoir calculer la précision sur nos résultats finaux (débits et concentrations). Les deux règles qui ont été appliquées pour ces calculs sont les suivantes:

Première règle:

$$a = b + c$$

$$\frac{\Delta a}{a} = \max\left(\frac{\Delta b}{b}, \frac{\Delta c}{c}\right)$$

Ceci est valable lorsque l'on a une soustraction à la place d'une addition, puisque l'on prend en compte la valeur absolue de la variable dans un calcul d'incertitude. Notons que le quotient $\Delta a/a$ correspond à l'erreur relative, est exprimé en pourcentage (ou en fraction) de la valeur prise par la variable a . L'erreur absolue est notée Δa , et a la même unité que la variable a .

Deuxième règle:

$$a = b \times c$$

$$\frac{\Delta a}{a} = \frac{\Delta b}{b} + \frac{\Delta c}{c}$$

Les erreurs s'additionnent de la même façon lorsque l'opération est une division.

La précision sur chacune des mesures effectuées est:

- consistance: 5 %
- cendres des solides en suspension: 10 %
- solides dissous et colloïdaux totaux: 5 %
- cendres des solides dissous et colloïdaux: 10 %
- carbone organique total: 5 %
- hémicelluloses: 10 %
- lignine: 5 %

- ions: 5 %
- acides gras et résineux: 5 %

En ce qui concerne la mesure des débits en usine, la précision est de 5 %. Les incertitudes ont par la suite été estimées, en appliquant les deux règles précédentes aux étapes de calcul décrites dans le paragraphe 3.3.1.2. La précision obtenue pour les débits figure dans les tableaux de l'annexe VII, et la précision sur les concentrations finales se trouve dans le tableau 3.5 suivant.

3.3.1.4 Les résultats

Dans ce tableau, la colonne "C.A." contient les résultats d'analyse bruts de l'échantillon 2-1, et dans colonne "E.B. formation" apparaissent les résultats des analyses effectuées sur l'échantillon 2-2. Ce qui signifie qu'aucun calcul n'a été effectué pour remplir ces deux colonnes, à la différence des deux dernières colonnes, qui sont le résultat de bilans matière autour des deux systèmes définis précédemment. Il faut donc être très prudent avec la deuxième colonne, qui ne représente pas l'eau blanche extraite de la feuille à la zone de formation, mais bien l'eau blanche récupérée sous la toile. Ainsi, la concentration réelle des composés extraits de la feuille dans la zone de formation est supérieure ou égale à la concentration apparente qui est observée sous la toile (en supposant qu'une certaine quantité de ces composés peut être piégée dans la toile). Il faut préciser que ce courant d'eau blanche sous toile n'est pas dilué par les rinceurs de toile, puisque l'eau de tous les rinceurs se retrouve dans le cuvier d'eau blanche de la machine, ou dans le puit d'étanchéité, ou encore dans la fosse sous cylindre aspirant. La précision des valeurs obtenues, qui se trouve dans la troisième colonne du tableau 3.5 s'applique uniquement aux concentrations des courants e_1+e_2 , et e_3 . Les précisions des concentrations des courants de pâte dans la caisse d'arrivée et d'eau blanche sous toile sont les précisions des mesures (puisque aucun calcul n'a été effectué), et peuvent être consultées dans les tableaux 3.1, 3.2 et 3.3. Ces incertitudes sont bien sûr inférieures à celles qui se trouvent dans le tableau 3.5.

Tableau 3.5: Résultats des bilans globaux

	unité	préc.	C.A.	EB form.	e ₁ et e ₂	e ₃
Consistance	%	15%	0,97	0,5	0,33	0,1
cendres SS	%	30%	4,2	8	15,1	21,9
SDC	ppm	25%	1154	1139	1403	1090
cendres SDC	%	40%	15,6	16	15,8	13
C.O.T.	mg/L	25%	597	657	793	640
Hémicelluloses	mg/L	30%	357	342	388	254
arabinose	mg/L	30%	33	29	33,5	21
xylose	mg/L	30%	48	45	48,9	36
mannose	mg/L	30%	71	68	74,9	55
galactose	mg/L	30%	148	145	162	83
glucose	mg/L	30%	57	55	68,8	59
Lignine	mg/L	25%	210	190	229	205
Ions						
SO ₄ ²⁻	mg/L	25%	73	75	87,1	47
Na	mg/L	25%	47,1	46,3	53,1	30
Ca	mg/L	25%	2,82	2,76	0,67	2,78
K	mg/L	25%	10,2	10,2	15,9	8,4
Fe	mg/L	25%	0,35	0,31	0,48	0,45
Mg	mg/L	25%	0,46	0,45	0,26	0,56
Mn	mg/L	25%	0,24	0,24	0,26	0,17
Ba	mg/L	25%	0,03	0,02	0,027	0,02
S	mg/L	25%	30,4	29,5	33,6	18,5
Al	mg/L	25%	3,23	3,12	5,1	6,06
Si	mg/L	25%	9,36	9,06	12,4	12,3
Ti	mg/L	25%	0,21	0,2	0,33	0,39
AGR totaux	mg/L	25%	12,93	11,07	11,47	8,67
palmitique	mg/L	25%	0,74	0,7	0,52	0,36
heptadécanoïque	mg/L	25%	0,34	0,28	0,31	0,23
manool	mg/L	25%	1,28	1,18	1,45	1,15
linoléique	mg/L	25%	1,68	1,55	1,36	0,91
linolénique	mg/L	25%	1,49	1,42	1,39	1,04
stéarique	mg/L	25%	0,43	0,41	0,4	0,46
pimarique	mg/L	25%	0,34	0,29	0,32	0,23
déhydroabiétique	mg/L	25%	3,02	2,35	2,79	2,13
abiétique	mg/L	25%	1,82	1,4	1,56	1,13
néoabiétique	mg/L	25%	0,05	0,04	0,04	0,03
tricosanoïque	mg/L	25%	0,04	0,04	0,04	0,04
tristéarin	mg/L	25%	1,70	1,40	1,29	0,91

3.3.2 Bilan local autour de la troisième presse

3.3.2.1 Définition du système détaillé

Après avoir réalisé un bilan global autour de la troisième presse et de son feutre, notre objectif est maintenant d'examiner dans le détail les phénomènes survenant dans cette zone. En d'autres termes, la "boîte noire" de la figure 3.7, qui englobait le feutre, la presse, la bacholle et la boîte à vide, va être remplacée par quatre modules, reliés entre eux par des courants d'eau blanche. La figure 3.8 représente cette nouvelle configuration, plus détaillée que la précédente.

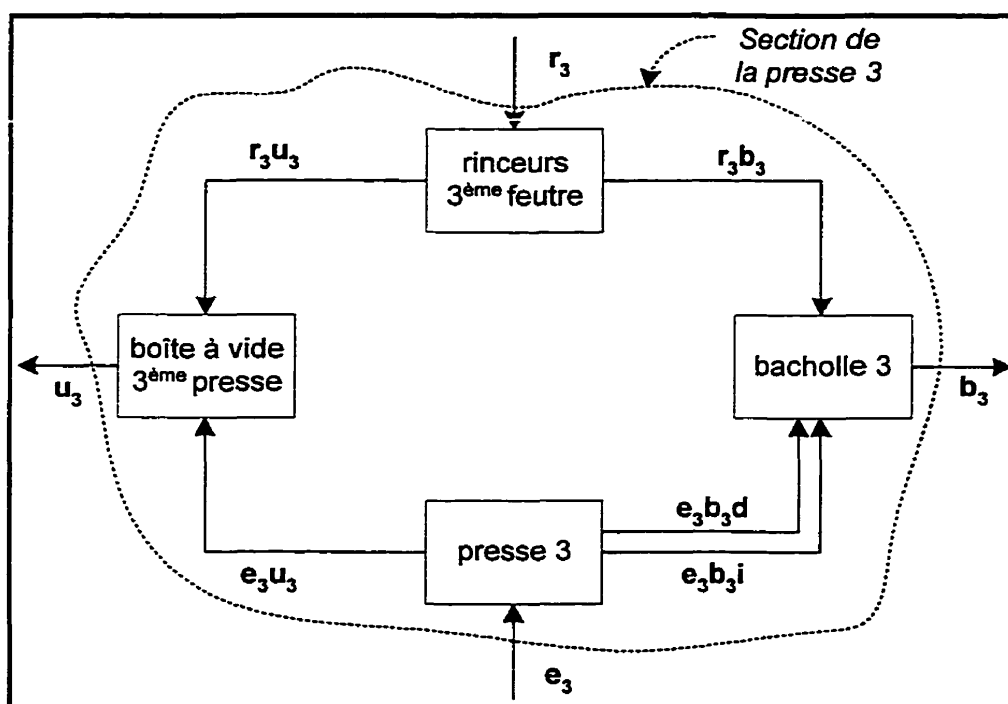


Figure 3.8: Système détaillé de la section de la presse 3.

Sur cette figure, le trait pointillé représente la boîte noire du système global de la figure 3.7. Les entrées et sorties (e_3 , r_3 , u_3 , b_3) sont donc les mêmes. Pour ce qui est des courants reliant les modules entre eux, leur symbole doit se lire ainsi: la première partie indique le

courant duquel ils proviennent (par exemple e_3), et la deuxième partie est le symbole du courant dans lequel ils se jettent (par exemple u_3). Ce courant intermédiaire porte donc le symbole e_3u_3 . Pour ce qui est du cas particulier des courants e_3b_3d et e_3b_3i , il s'agit pour le premier d'une partie du courant d'eau blanche extraite de la feuille en presse 3 tombant *directement* dans la bacholle 3, en passant au travers du feutre. Pour le second, c'est la même eau blanche, mais qui reste dans le feutre, et tombe dans la bacholle 3 au cycle suivant du feutre. Cette eau se dirige en quelque sorte *indirectement* vers la bacholle 3.

3.3.2.2 Les hypothèses

Pour résoudre les bilans de matière globaux, nous avons supposé qu'aucune accumulation de matière n'a lieu dans les feutres (H1); cette hypothèse est conservée ici. De plus, nous avons présumé qu'il y a un mélange parfait entre l'eau provenant de la feuille et se trouvant dans le feutre ($Ee_3b_3i + Ee_3u_3$) avec l'eau des rinceurs (Er_3). De ce fait, l'eau aspirée par la boîte à vide respecte la proportion des différentes eaux se trouvant dans le feutre (H2). En guise d'exemple, si l'eau présente dans le feutre avant la boîte à vide est composée à 40 % d'eau venant de la feuille et à 60 % d'eau des douches, alors ces pourcentages seront les mêmes dans l'eau aspirée par la boîte à vide. Cette hypothèse de mélange parfait en amène une autre: l'eau blanche restant dans le feutre après la caisse aspirante a la même concentration en fines et en solides dissous et colloïdaux que l'eau blanche aspirée à la boîte à vide (H3). Ensuite, nous avons admis que les solides dissous provenant des rinceurs se partageaient de la même façon que l'eau (H4). Cela revient à dire que si 30 % de l'eau des rinceurs est aspirée par la boîte à vide (le complément étant récupéré dans la bacholle 3), alors 30 % des ions contenus dans cette eau suivent la même direction. Cette hypothèse ne correspond sans doute pas exactement à la réalité, mais les quantités de solides dissous et colloïdaux provenant des douches sont si minimes que l'influence de cette hypothèse sur nos résultats est négligeable.

3.3.2.3 Résolution du problème

Les courants e_3 , r_3 , u_3 et b_3 ont été calculés par le bilan de matière global, et demeurent inchangés. Reste maintenant à déterminer les débits partiels pour tous les courants intermédiaires figurant sur la figure 3.8. Pour ce faire, les hypothèses énoncées ci-dessus ne sont pas suffisantes pour résoudre le problème. Une incertitude demeure en ce qui concerne le partage de l'eau extraite de la feuille: cette eau reste-t-elle majoritairement dans le feutre, ou bien est-elle récupérée directement dans la bacholle? Il est très difficile, dans notre situation actuelle de connaissance du phénomène, de trancher. Nous avons donc décidé d'étudier deux cas extrêmes: dans le premier cas, l'eau extraite de la feuille tombe en totalité dans la bacholle. Dans le second cas, cette eau est complètement absorbée par le feutre. La réalité se situe probablement entre ses deux cas extrêmes, sans doute plus proche du premier cas que du deuxième. Cette étude de cas nous amène à définir le paramètre x , tel que:

$$\begin{aligned} x &= \frac{E_{e3b3i} + E_{e3u3}}{E_{e3}} \\ 1 - x &= \frac{E_{e3b3d}}{E_{e3}} \\ x &\in [0;1] \end{aligned} \quad (3.4)$$

Le courant e_3 étant parfaitement connu, nous pouvons dès lors calculer le débit partiel d'eau du courant e_3b_3d , en choisissant bien sûr une valeur pour le paramètre x . Par la suite, nous utilisons l'hypothèse H2 pour calculer le débit d'eau du courant e_3u_3 , selon la relation:

$$\frac{E_{e3u3}}{E_{u3}} = \frac{(E_{e3} - E_{e3b3d})}{(E_{e3} - E_{e3b3d}) + E_{r3}} \quad (3.5)$$

Concrètement, le terme $(E_{e3} - E_{e3b3d})$ représente la quantité d'eau extraite de la feuille qui reste dans le feutre, et est égal au terme $(E_{e3b3i} + E_{e3u3})$. Le dénominateur du quotient du second terme correspond à la quantité d'eau totale se trouvant dans le feutre

après injection de l'eau des rinceurs et avant la boîte à vide (la période pendant laquelle le feutre contient toute cette eau est très courte, puisque la boîte à vide est située immédiatement après le rinceur de lubrification). Dès lors, un simple bilan matière autour du module de la boîte à vide permet de déduire E_{r3u3} . Ensuite, on peut calculer E_{r3b3} , par bilan autour du module des rinceurs. La dernière inconnue, E_{e3b3i} est par la suite aisément calculée, par bilan matière également.

Pour ce qui est du calcul des débits partiels de solides dissous et colloïdaux, l'hypothèse H4 nous permet de calculer SDC_{r3u3} et SDC_{r3b3} . Puis, on accède à SDC_{e3u3} par bilan autour du module de boîte à vide. Les seules inconnues sont maintenant les débits de solides dissous et colloïdaux dans les courants e_3b_3d et e_3b_3i . On utilise alors l'hypothèse H3, qui peut se traduire ainsi:

$$\frac{SDC_{u3}}{E_{u3} + SDC_{u3}} = \frac{SDC_{e3b3i} + SDC_{r3b3}}{E_{e3b3i} + SDC_{e3b3i} + E_{r3b3} + SDC_{r3b3}} \quad (3.6)$$

Le premier terme correspond à la concentration de solides dissous dans l'eau blanche aspirée par la boîte à vide. Le second terme représente la concentration de solides dissous dans l'eau blanche qui reste dans le feutre après la boîte à vide. Il suffit de tirer SDC_{e3b3i} de l'équation 3.6. On obtient ensuite très facilement SDC_{e3b3d} . Nous connaissons maintenant les débits partiels d'eau dans chaque courant, ainsi que les débits partiels de solides dissous; la somme des deux correspondant au débit de phase aqueuse.

Le problème des fines est résolu de la même façon que celui des solides dissous, et dans un ordre équivalent. Néanmoins, nous utilisons l'équation suivante à la place de l'équation 3.6 pour calculer f_{e3b3i} , puis f_{e3b3d} :

$$\frac{f_{u3}}{E_{u3} + SDC_{u3} + f_{u3}} = \frac{f_{e3b3i} + f_{r3b3}}{E_{e3b3i} + SDC_{e3b3i} + f_{e3b3i} + E_{r3b3} + SDC_{r3b3} + f_{r3b3}} \quad (3.7)$$

Il est dès lors possible de calculer les débits partiels de tous les composés dissous analysés dans chacun des courants. Citons en exemple le cas du carbone organique total dissous (COT), dont le problème se traite comme celui des fines, avec une équation légèrement différente en ce qui concerne le calcul de COT_{e3bi} :

$$\frac{COT_{u3}}{E_{u3} + SDC_{u3}} = \frac{COT_{e3bi} + COT_{r3b3}}{E_{e3bi} + SDC_{e3bi} + E_{r3b3} + SDC_{r3b3}} \quad (3.8)$$

Les résultats de ce bilan local autour de la troisième presse sont présentés dans le paragraphe suivant.

3.3.2.4 Les résultats

Nous avons testé plusieurs valeurs de x , et observé les résultats pour les débits de tous les composés dans chacun des courants. On constate que pour certaines valeurs attribuées à x , le bilan ne ferme pas pour certains composés. Le tableau 3.6 résume ces observations.

Tableau 3.6: Test des différentes valeurs de coefficient de partage de l'eau

Valeurs de x	Bilan ne ferme pas pour:
0	cendres SDC, Ca, Mg
0,1	-
0,2	-
0,3	-
0,4	-
0,5	K
0,6	K, Ba
0,7	Ca, K, Ba
0,8	Ca, K, Mg, Ba
0,9	Ca, K, Mg, Ba
1	Ca, K, Mg, Ba

L'étude du tableau précédent montre que tout fonctionne bien lorsque x est compris entre 0,1 et 0,4. Au dessus et au dessous de cet intervalle, des problèmes de fermeture de bilan surviennent, et pour cette raison, nous avons décidé de nous situer dans cet

intervalle pour analyser nos résultats. Physiquement, ceci prouve que l'eau extraite de la feuille au niveau de la troisième presse a tendance à tomber dans la bacholle plutôt que de rester dans le feutre. Bien évidemment cette observation n'est valable que pour le feutre utilisé par l'usine lors de la campagne d'échantillonnage, et dans les conditions de fonctionnement en vigueur à ce moment là. Les résultats sont présentés en annexe VII, dans les tableaux VII.5 à VII.8.

3.4 Analyse des résultats et discussion

Les résultats analysés ici sont en premier lieu ceux que nous avons obtenus par un bilan global. Ils nous permettent de suivre l'évolution de la composition des eaux blanches le long de la machine. Ensuite, nous nous pencherons sur l'analyse du bilan local autour de la troisième presse, qui est surtout intéressante pour déterminer quels composés sont préférentiellement retenus dans le feutre.

3.4.1 Évolution de la composition des eaux blanches le long de la machine

3.4.1.1 Les solides en suspension

Pour faire cette analyse, nous nous sommes basés sur le tableau 3.5, qui regroupe les résultats des bilans globaux. Notre première observation porte sur l'évolution de la consistance des eaux blanches, qui décroît continuellement lorsque la feuille avance sur la machine à papier. Cette observation a déjà été faite plusieurs fois par le passé, et est tout à fait logique: lorsque la consistance de la feuille augmente, le matelas devient un réseau de plus en plus complexe, capable de retenir les fines par le phénomène de filtration.

Par ailleurs, il est intéressant de constater que le pourcentage de cendres dans les solides en suspension contenus dans les eaux blanches augmente régulièrement le long de la machine: il passe de 4 % en caisse d'arrivée à 22 % dans l'eau blanche sous la troisième

presse. Garver et al. (1997) ont constaté un phénomène identique sur une autre machine à papier. L'explication est la suivante: la rétention des fines (organiques) dans la feuille de papier augmente lorsque la feuille avance, ce qui contribue à la diminution de la proportion d'organiques dans les solides en suspension des eaux blanches. Les charges (inorganiques) étant moins bien retenues que les fines, leur proportion augmente donc dans les eaux blanches. Notons que l'usine étudiée n'ajoute pas de charges à son papier, mais celles ci proviennent de la pâte désencrée (10 % de l'alimentation en pâtes vierges le jour de l'échantillonnage).

3.4.1.2 Les solides dissous

En ce qui concerne les solides dissous totaux dans les eaux blanches, l'analyse du tableau 3.5 nous montre qu'il ne se passe rien entre la caisse d'arrivée et la zone de formation: les solides dissous se partagent de la même façon que l'eau. Dans les eaux blanches extraites de la première et deuxième presse, la concentration en solides dissous augmente d'environ 18 % par rapport à la concentration dans la caisse d'arrivée. Garver, Xie et Boegh (1997) et Asselman, Paris, Braker, Blackburn et Marino (1995) n'ont pas observé ce phénomène, ce qui est normal, puisque leurs études portent sur les concentrations "apparentes" des solides dissous. Nous avons tracé sur la figure 3.9 les concentrations "corrigées" (qui sont le résultat du bilan matière global) et les concentrations "apparentes" (qui sont le résultat des analyses des échantillons prélevés dans les bacholles).

L'histogramme noir suit l'évolution observée par Garver (1997) et par Asselman (1995). Cet histogramme seul peut donner lieu à deux interprétations: soit les solides dissous sont retenus dans le feutre puis aspirés par les boîtes à vide, soit ils sont adsorbés par la feuille de papier dans la zone des presses. La dernière hypothèse est infirmée par l'analyse de l'histogramme gris: en effet, on constate que l'eau blanche extraite de la feuille de papier en presses 1 et 2 contient davantage de solides dissous que n'en

contenait la phase aqueuse dans la caisse d'arrivée. Donc, globalement, les solides dissous et colloïdaux sont désorbés de la matière fibreuse en presses 1 et 2. Il semble qu'ils soient par la suite légèrement adsorbés en presse 3. La différence entre l'histogramme noir et l'histogramme gris représente donc la quantité de solides dissous qui a été retenue dans les feutres. Dans la suite de cette analyse, nous nous intéresserons seulement aux valeurs *corrigées* des mesures.

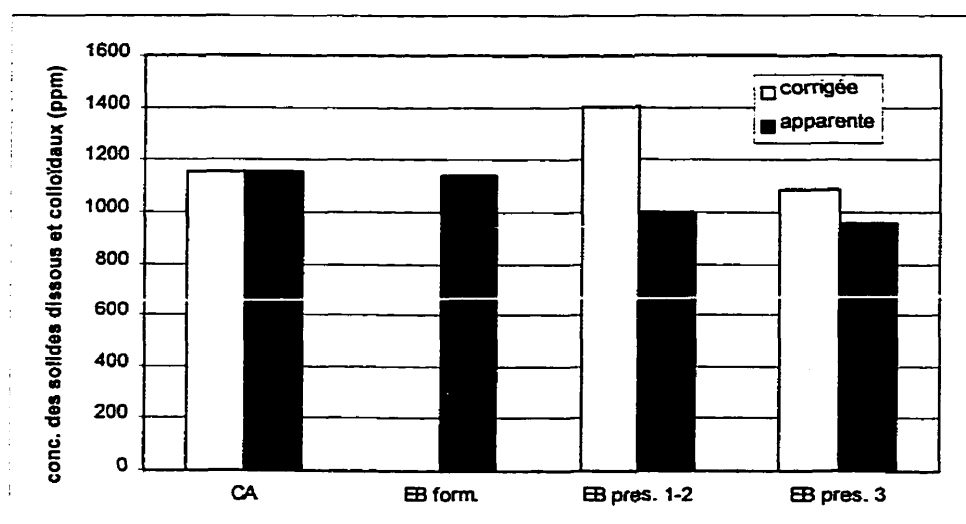


Figure 3.9: Concentration des SDC versus localisation.

Notons que les conditionneurs de feutre ne sont pas pris en compte dans ce bilan global, car il était impossible d'échantillonner la ligne d'eau par laquelle ils sont injectés sur le feutre. Il y a donc un risque que nous ayons surestimé la concentration de solides dissous extraits des deux premières presses, à cause des additifs chimiques qui ont probablement été mesurés dans les échantillons "de sortie" (bacholles et caisses à vide), mais dont nous n'avons pas tenu compte dans les courants "d'entrée" (les rinceurs). Pour mesurer ce risque, nous avons recalculé le bilan de matière, en se plaçant dans la situation la plus critique, c'est à dire:

- nous avons supposé que tous les adjuvants chimiques sont utilisés purs, c'est à dire qu'ils ne sont pas dilués lors de la préparation. Ceci n'est vraisemblablement pas vrai, mais nous ignorons les dilutions effectuées.
- nous avons fait l'hypothèse que la totalité des agents de conditionnement du rouleau céramique se retrouvent dans les eaux blanches des bacholles 1 et 2, ou dans les boîtes à vide du feutre preneur ou du feutre inférieur (autrement dit, rien ne part avec la feuille, ou ne tombe dans un autre cuvier).

Le débit total de produits chimiques est alors de 156 mL/min. Dans ce cas, on obtient pour la concentration des courants e_1 et e_2 la valeur 1316 ppm, au lieu de 1403 ppm. Le pic est donc moins important lorsqu'on prend en compte les adjuvants chimiques, mais il y a tout de même un pic. Il semble donc que les solides dissous soient désorbés de la matière fibreuse lors des premiers pressages.

Afin de nous affranchir des problèmes d'interférence que posent les produits chimiques sur la mesure des solides dissous et colloïdaux totaux, nous allons nous pencher sur l'analyse des grandes classes de solides dissous présents dans une usine de papier journal: hémicelluloses, lignine, acides gras et résineux, ions. En effet, les adjuvants chimiques ne font pas partie d'aucune de ces catégories. De plus, il est très intéressant d'étudier les différentes classes de solides dissous, qui ne se comportent pas toutes de la même façon.

Penchons nous, pour commencer sur les hémicelluloses, dont l'évolution le long de la machine est représentée par la figure 3.10.

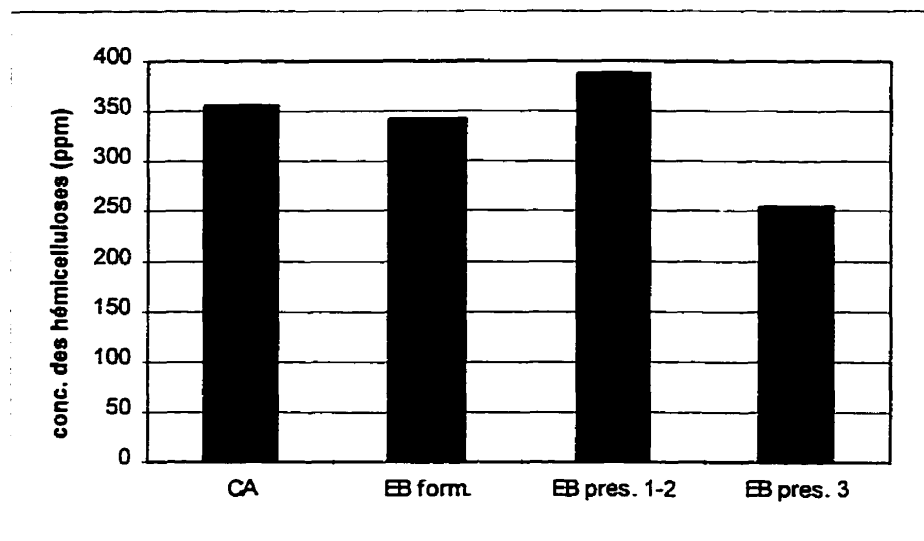


Figure 3.10: Concentration des hémicelluloses versus localisation.

Nous remarquons tout d'abord dans le tableau 3.5 que toutes les hémicelluloses sans exception suivent la même évolution le long de la machine, à savoir une assez forte augmentation de concentration entre l'eau blanche de formation et l'eau blanche des presses 1-2 (augmentation variant selon les composés de 8 à 20 %), et ensuite une diminution dans l'eau blanche de la presse 3 (de 10 à 49 %). Nous constatons que la concentration de l'eau blanche des presses 1-2 est globalement supérieure à celle de la caisse d'arrivée. Il y a donc réellement une désorption des hémicelluloses de la matière fibreuse. La légère diminution de concentration que nous observons entre la caisse d'arrivée et l'eau blanche de formation est peut être due au fait que les hémicelluloses sont piégées dans la toile de formation.

Afin d'expliquer cette évolution assez inhabituelle, nous pouvons supposer que deux phénomènes se produisent simultanément, le premier dominant l'autre aux deux premières presses, et inversement en troisième presse. Le premier phénomène est probablement relié à la cinétique d'adsorption qui a été établie par Langmuir:

$$\boxed{r_\theta = k_1(n_0 - \theta)(1 - \theta) - k_2\theta} \quad (3.9)$$

avec θ : rapport du nombre de colloïdes adsorbés sur le nombre maximum de colloïdes qu'il est possible d'adsorber

r_θ : cinétique d'adsorption des colloïdes sur les fines (s^{-1})

k_1 : taux d'adsorption des colloïdes (s^{-1})

k_2 : taux de désorption des colloïdes (s^{-1})

n_0 : rapport du nombre de colloïdes initialement présents dans la suspension sur le nombre maximum de colloïdes qu'il est possible d'adsorber

Dans la relation 3.9, la constante k_1 est proportionnelle à la concentration de la suspension en fines. D'autre part, le terme $d\theta/dt$ est nul lorsque l'équilibre est atteint. Dans la situation d'une machine à papier, un nouvel équilibre se met en place dans chaque eau blanche drainée, puisque la composition varie d'une eau à l'autre (la consistance diminue le long de la machine). Dans le cas qui nous intéresse, l'eau blanche sous les presses 1 et 2 contenant moins de fines que l'eau blanche sous toile, ceci implique qu'un nouvel équilibre s'établisse, avec une constante d'adsorption moindre que celle de l'état d'équilibre de l'eau blanche de formation. L'adsorption étant plus limitée, ce que nous observons pour l'eau drainée aux deux premières presses est une concentration plus importante dans le filtrat. En effet, une adsorption moindre est équivalente, en terme d'analyse, à une désorption plus importante. Ce premier phénomène n'a probablement pas lieu pendant le pressage même, qui est trop rapide pour atteindre un nouvel état d'équilibre, mais correspond sans doute à une "réorganisation" de l'eau blanche après l'opération de pressage. Remarquons que ce phénomène se produit vraisemblablement aussi entre les premières presses et la troisième, puisque l'eau blanche diminue encore de consistance.

Le deuxième phénomène est relié au passage d'un état d'équilibre à un autre, pour la feuille, sans doute du à un changement drastique de consistance (la feuille passe de 16% à 42 %, entre l'entrée et la sortie de la section des presses). L'équation 3.9 est aussi

applicable au matelas fibreux, mais avec une valeur de k_1 différente. En effet, dans une suspension, le taux d'adsorption des colloïdes sur les fines est déterminé par le phénomène hydrodynamique de collisions entre particules. Dans la feuille de papier, les fibres n'ont quasiment plus de liberté de mouvement les unes par rapport aux autres, et donc le phénomène d'adsorption est régi par la diffusion, avec une valeur numérique différente pour k_1 . D'après nos résultats, il semble que l'adsorption des hémicelluloses sur les fibres longues présentes dans la feuille augmente tout le long de la section des presses. Le deuxième phénomène est prédominant en dernière presse, car la quantité de fines dans l'eau blanche drainée est maintenant très faible, et donc la quantité d'hémicelluloses dissoutes et colloïdales désorbées des fines est également faible, en comparaison de la quantité qui est adsorbée sur les fibres longues de la feuille.

La figure 3.10 montre que les concentrations en hémicelluloses dans la caisse d'arrivée et dans l'eau blanche de formation sont sensiblement identiques. Nous pouvons supposer qu'ils se produit le même phénomène lorsqu'on passe de la caisse d'arrivée à la formation que de la formation aux presses 1 et 2; c'est à dire une diminution de l'adsorption des hémicelluloses sur les fines, causée par la diminution de consistance dans le courant d'eau blanche. La raison pour laquelle ce phénomène est "moins visible" dans l'eau blanche de formation que dans l'eau blanche sous presses est possiblement le fait que l'ordre de grandeur des débits mis en jeu est très différent d'un courant à l'autre. En effet, les hémicelluloses sont désorbées des fines dans l'eau blanche sous la section de formation, mais le débit de ce courant est tellement grand (environ 90 000 t/d) que cette désorption est quasiment invisible. Tandis que dans le courant d'eau blanche drainée aux presses 1 et 2, le débit étant inférieur (de l'ordre de 2600 t/d), nous sommes capables d'observer le phénomène de désorption (ou d'adsorption moindre, relativement au courant d'eau blanche précédent).

La lignine dissoute et colloïdale semble se comporter de la même façon que les hémicelluloses, c'est à dire désorption de la matière fibreuse lors des deux premiers pressages, et ensuite adsorption à la troisième presse. L'interprétation est semblable à celle donnée pour les hémicelluloses.

Considérons maintenant les acides gras et résineux. L'évolution de leur concentration dans les eaux blanches est illustré en figure 3.11.

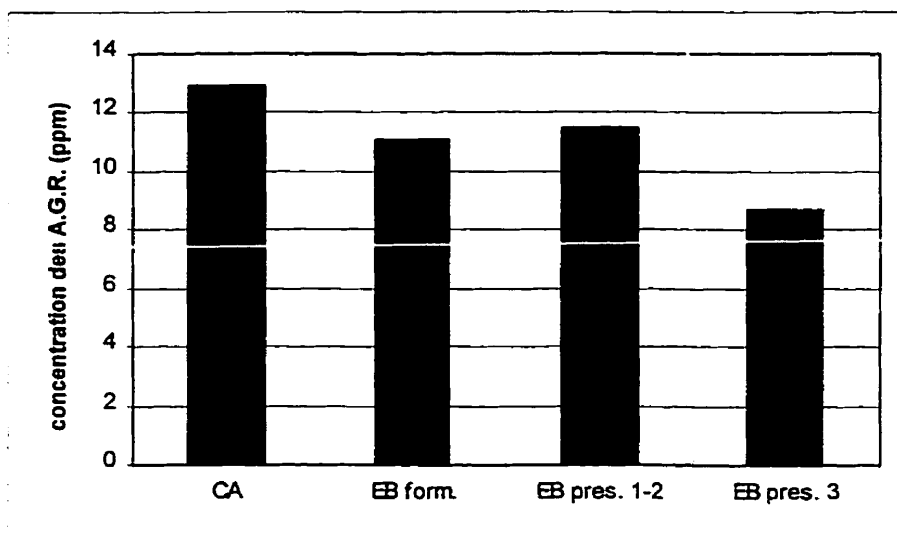


Figure 3.11: Concentration des acides gras et résineux versus localisation.

Eux aussi semblent suivre une tendance commune: tout d'abord une diminution de concentration entre la caisse d'arrivée et l'eau blanche de formation, puis un comportement assez diversifié entre l'eau blanche de formation et l'eau blanche des presses 1-2, et ensuite, une autre baisse de concentration entre les presses 1-2 et la presse 3 (à l'exception possible de l'acide stéarique). Ce qu'il est primordial de remarquer dans ces résultats, est que la concentration de tous les acides gras dans l'eau blanche des presses 1-2 est toujours inférieure à la concentration en caisse d'arrivée, sauf pour l'acide manool. Ceci constitue une différence importante entre le comportement des

acides gras et des hémicelluloses. En effet, on peut supposer que les acides gras sont adsorbés par la matière fibreuse tout le long de la machine, et que la baisse plus importante de concentration mesurée dans l'eau blanche sous toile est attribuable à une rétention par la toile de formation. Cette conclusion concorde assez bien avec le caractère hydrophobe des acides gras, qui sont adsorbés sur la matière fibreuse (ce peut être sur les fibres de la feuille de papier, mais aussi sur les fines présentes dans les eaux blanches).

Notons que l'incertitude sur les résultats, qui figure dans le tableau 3.5 se situe entre 25 et 30 %. Les différences que nous constatons entre les concentrations des eaux blanches sont dans la majorité des cas inférieures à l'erreur commise. Néanmoins, ces résultats présentent une certaine crédibilité, puisque nous observons des tendances communes pour les composés: les hémicelluloses ont toutes sans exception le même comportement le long de la machine à papier, tandis que les acides gras ont également un comportement commun, à l'exception de deux composés (sur onze étudiés). Si l'erreur expérimentale était responsable des variations que nous observons, alors la distribution des variations serait aléatoirement positive ou négative. Ce n'est pas le cas ici.

Pour ce qui est des ions, leur évolution le long de la machine n'est pas uniforme, et plusieurs cas de figure peuvent être observés. Les résultats des bilans doivent donc être traités avec prudence, étant donnée l'importance de l'erreur commise. Néanmoins, quelques observations peuvent être faites sur ces résultats. Les ions peuvent être classés en différentes catégories. Tout d'abord, ceux qui sont désorbés de la matière fibreuse tout le long de la machine, c'est à dire de la caisse d'arrivée jusqu'à la troisième presse (en faisant abstraction de l'eau blanche de formation): Al et Ti. Le fer (Fe) et le silicium (Si) peuvent être rangés dans cette catégorie, car leur diminution de consistance entre les presses 1-2 et 3 est extrêmement faible (respectivement 6 et 1%). Ensuite, certains ions sont adsorbés par la matière fibreuse pendant tout leur cheminement, il s'agit de Ba et S.

Les autres ions ont une évolution moins nette: certains sont adsorbés lors de la première étape, puis désorbés à la seconde (Ca, Mg), et les autres suivent l'évolution contraire (SO_4^{2-} , Na, K, Mn). Notons que la valeur obtenue pour la concentration de l'ion calcium dans l'eau blanche des presses 1-2 est anormalement faible (0,67 mg/L). La raison est la concentration élevée de l'eau des douches (7,62 mg/L pour l'échantillon 1-9, ce qui est pratiquement équivalent à la concentration des eaux blanches). Une erreur expérimentale a probablement eu lieu lors de la mesure de cet ion dans l'échantillon 1-9. Ceci étant établi, nous ne tirerons pas de conclusion concernant cet ions particulier. Garver, Xie et Boegh (1997) obtiennent des résultats identiques en ce qui concerne Fe et Al, mais ils observent que Ba, Mn, Na sont adsorbés par la feuille de papier, alors que nos conclusions montrent une évolution plus nuancée pour ces ions. Cette étude sur les ions peut être étoffée par une analyse du tableau 3.7 suivant, qui donne les concentrations des différents ions dans la phase solide des échantillons recueillis en caisse d'arrivée (1-1), sous la formation (1-2) et en bacholle 2 (1-4).

Tableau 3.7: Analyse des ions dans la phase solide des échantillons

	unité	1-1	1-2	1-4	% de variation entre 1-1 et 1-4
Na	mg/kg	494	466	522	+ 5 %
Ca	mg/kg	1582	1861	1884	+ 16 %
K	mg/kg	309	387	525	+ 41 %
Fe	mg/kg	290	471	939	+69 %
Mg	mg/kg	287	379	583	+ 51 %
Mn	mg/kg	85,7	93,9	79,5	- 7 %
Ba	mg/kg	20,1	26,5	34,1	+41 %
S	mg/kg	2048	2102	2059	+ 0,5 %
Al	mg/kg	1,24	2,03	4,11	+ 70 %
Si	mg/kg	1,31	1,98	3,87	+ 66 %
Ti	mg/kg	1203	1933	4555	+ 74 %

Nous remarquons que les ions dont le pourcentage d'augmentation est le plus élevé sont: Ti, Al, Fe, Si. Physiquement, cela veut dire que ces ions se trouvent en plus grande quantité sur les fines de l'eau blanche recueillie dans la bacholle 2 que sur les solides en

suspension présents dans la caisse d'arrivée. Ces ions coïncident avec ceux qui sont désorbés de la matière fibreuse tout le long de la machine, comme l'a montrée l'analyse précédente. En résumé, notre analyse du filtrat des eaux blanches a donc montré que la concentration de ces quatre ions diminue le long de la machine; le tableau précédent met en évidence l'augmentation de concentration de ces ions dans la phase solide des eaux blanches le long de la machine. Étant donné que l'augmentation de concentration dans la phase solide (de l'ordre de 70%) semble beaucoup plus importante que la diminution de concentration dans le filtrat des eaux blanches (environ 35%), on peut supposer qu'une partie des ions adsorbés sur les fines de l'eau blanche provient de la feuille de papier, et qu'une autre partie provient de la phase aqueuse de l'eau blanche. Nos deux conclusions ne sont donc pas contradictoires, mais complémentaires, et l'interprétation que nous obtenons en les recoupant est satisfaisante.

Nous pouvons pousser l'analyse plus loin, en comparant les résultats d'analyse de la phase solide et du filtrat, pour les échantillons 1-1 et 1-4, respectivement la pâte de caisse d'arrivée et l'eau blanche de la bache 2. Les résultats pertinents sont regroupés dans le tableau 3.8. L'écart calculé correspond au quotient de la différence entre la concentration dans la phase solide et la concentration dans le filtrat, sur la valeur la plus grande des deux concentrations, et ensuite ramené à un pourcentage.

L'observation de ce tableau nous montre que pratiquement tous les ions se trouvent en plus grande quantité dans la phase solide que dans le filtrat, et ce dès la caisse d'arrivée. L'aluminium et le silicium font exception à cette règle, puisque dans la caisse d'arrivée, ils se trouvent préférentiellement dans la phase aqueuse. Lorsque l'on examine ce qui se passe dans la bache sous la deuxième presse, c'est le statu quo pour presque tous les ions, c'est à dire que l'écart entre la concentration de la phase aqueuse et la concentration dans la phase solide est quasiment identique à celui de la caisse d'arrivée. L'exception concerne toujours les deux mêmes ions: l'aluminium se trouve maintenant en

plus grande concentration dans la phase solide, ce qui signifie qu'une certaine quantité des ions a été adsorbée sur les fines présentes dans l'eau blanche de la presse 2. Quant au silicium, il se trouve toujours en majorité dans le filtrat, mais c'est une majorité plus restreinte que dans la caisse d'arrivée. Ce tableau met donc en valeur le caractère particulier des ions Al et Si: ils sont beaucoup moins adsorbés sur la matière fibreuse que les autres cations dans la caisse d'arrivée, mais par la suite, ils s'adsorbent sur les fines présentes dans l'eau blanche. Nous ne pouvons tirer de conclusions de ce tableau pour les autres cations.

Tableau 3.8: Concentrations ioniques dans le filtrat et dans la phase solide

unité	1-1			1-4		
	filtrat	SS	écart	filtrat	SS	écart
	mg/L	mg/kg	%	mg/L	mg/kg	%
Na	68,5	494	+ 86	53,9	522	+ 90
Ca	10,6	1582	+ 99	9,63	1884	+ 99
K	18,9	309	+ 94	14,7	525	+ 97
Fe	0,59	290	+ 100	0,52	939	+ 100
Mg	1,54	287	+ 99	0,39	583	+ 100
Mn	0,70	85,7	+ 99	0,54	79,5	+ 99
Ba	0,06	20,1	+ 100	0,05	34,1	+ 100
S	55,8	2048	+ 97	42,5	2059	+ 98
Al	2,13	1,24	- 42	2,60	4,11	+ 37
Si	8,14	1,31	- 84	8,46	3,87	- 54
Ti	0,16	1203	+ 100	0,26	4555	+ 100

Alexander et Dobbins (1977) ont réalisé une étude portant sur l'augmentation des solides dissous dans un cas de fermeture d'usine. Ils ont constaté que les ions Ti, Si, Fe et Al ont tendance à se lier aux fines présentes dans les eaux blanches échantillonnées. Ce résultat concorde parfaitement avec nos observations tirées du tableau 3.7: ces ions sont ceux dont l'affinité pour les fines augmente le plus tout au long de la machine à papier. Selon Alexander et Dobbins, les ions Na, Ca, Mg et K suivent l'eau, et ne sont pas adsorbés sur la matière fibreuse. Nos conclusions concernant ces ions sont moins catégoriques: nous

avons observé une première étape d'adsorption, puis une désorption pour Mg, et un effet inverse pour Na et K.

Penchons nous maintenant sur le bilan de la matière organique totale dissoute et colloïdale. Cette matière organique est composée des hémicelluloses, des acides gras et résineux, de la lignine et de la *lignan*, le dernier composé étant le seul que nous n'avons pas pu analyser. Nous avons donc vérifié notre bilan de matière organique, et évalué la proportion de matière organique "inconnue" dans nos échantillons. Pour cela, il suffit de calculer la différence entre le carbone organique total et la somme des matières organiques que nous avons analysées. Les résultats de cette opération figurent dans le tableau 3.9.

Tableau 3.9: Estimation de la matière organique non analysée

N°	localisation	COT mg/L	Σ mat. org. mg/L	écart %
2-1	caisse d'arrivée	597	580	3
2-2	EB formation	657	543	17
2-3	EB bacholle 1	557	447	20
2-4	EB bacholle 2	556	439	21
2-5	EB bacholle 3	557	415	25
2-6	EB boîte à vide feutre preneur	553	369	33
2-7	EB boîte à vide feutre inf.	437	375	14
2-8	EB boîte à vide 3 ^{ème} feutre	159	42	74

Ce tableau nous montre que la proportion de matière organique non analysée augmente tout le long de la machine, depuis la caisse d'arrivée, où elle est quasiment négligeable, jusqu'à la bacholle 3, où elle représente le quart de la matière organique totale. Étant donné que le procédé ne peut créer de la matière organique dissoute à la machine à papier, cette matière correspond très certainement à l'injection d'additifs chimiques (conditionneurs de feutre, conditionneurs du rouleau de céramique, savons). Ces produits sont tous organiques, comme cela a été explicité au paragraphe 3.1.2. Le fait que l'eau

blanche récupérée à la boîte à vide du troisième feutre soit composée, en fait de matière organique, au trois quart d'additifs chimiques, signifie tout simplement que la quantité de matières organiques dissoutes provenant de la feuille est très faible, ce qui donne la prédominance à la matière organique des additifs.

3.4.2 Analyse des résultats du bilan local autour de la troisième presse

Ce bilan nous a permis de calculer tous les débits de matière des courants figurant sur la figure 3.8, en fonction du paramètre x , compris entre 0,1 et 0,4, et représentant la quantité d'eau extraite de la feuille qui est retenue dans le feutre. À partir des tableaux VII.5, 6, 7 et 8, nous pouvons estimer quel pourcentage de chacun des composés extraits de la feuille est retenu dans le feutre. Ce pourcentage correspond à la somme des débits partiels des courants e_3u_3 et e_3b_3i , que l'on divise par le débit partiel du courant e_3 . Ces résultats sont présentés dans le tableau 3.10, pour chacune des deux valeurs prises par le paramètre x . Nous constatons que l'écart entre les deux colonnes du tableau est à peu près constant: le pourcentage de matière retenue dans le feutre est environ multiplié par 2 lorsque x passe de 0,1 à 0,4, sauf pour quelques exceptions. Il faut remarquer que l'erreur sur les résultats du tableau 3.10 est très élevée (au dessus de 100 % pour la majorité des composés), à cause du nombre de calculs effectués, et de leur complexité, pour atteindre ces résultats. Ceci est inévitable dès que l'on réalise un bilan matière, les erreurs s'additionnant. Malgré tout, nous avons essayé de dégager des grandes lignes de ces résultats, mais il faut rester prudent avec les valeurs obtenues. Tout d'abord, on constate que les hémicelluloses ne semblent pas du tout retenues dans le feutre: elles tombent directement dans la bacholle 3. Ceci est confirmé par une simple observation des résultats d'analyse: une quantité assez importante d'hémicelluloses est extraite de la feuille de papier, mais on ne les recueille pas à la boîte à vide. Il en est de même pour une partie des acides gras, qui ne semble pas être piégée dans le troisième feutre. En ce qui concerne les ions, ils semblent assez peu retenus dans le feutre, mis à part les K, Mg et Ba, dont le pourcentage de matière retenue est plus important.

Tableau 3.10: Pourcentage de matière retenue dans le troisième feutre

	unité	Pourcentage de matière retenue dans le feutre	
		x=0,1	x=0,4
eau	%	10	40
fines	%	3,19	6,13
cendres SS	%	2,60	5,00
SDC	%	6,06	12,58
cendres SDC	%	1,79	7,51
C.O.T.	%	8,02	15,46
Hémicelluloses	%	0,00	0,00
arabinose	%	0,00	0,00
xylose	%	0,00	0,00
mannose	%	0,00	0,00
galactose	%	0,00	0,00
glucose	%	0,00	0,00
Lignine	%	5,92	11,77
Ions	%	6,01	15,77
SO ₄ ⁼	%	2,39	7,62
S ₂ O ₃ ⁼	%	-	-
Na	%	3,65	9,72
Ca	%	1,97	60,81
K	%	47,67	93,17
Fe	%	8,13	21,95
Mg	%	3,25	51,30
Mn	%	2,08	8,33
Ba	%	33,33	83,33
S	%	2,46	7,61
Al	%	4,32	8,58
Si	%	4,23	12,60
Ti	%	5,61	11,21
AGR totaux	%	6,46	12,42
palmitique	%	22,22	41,41
heptadécanoïque	%	4,76	9,52
manool	%	7,91	14,87
linoléique	%	3,61	7,23
linoléinique	%	8,77	16,49
stéarique	%	7,14	14,29
pimarique	%	9,37	18,75
déhydroabiétique	%	0,00	0,00
abiétique	%	0,00	0,00
néoabiétique	%	0,00	0,00
tricosanoïque	%	0,00	0,00
tristéarin	%	0,00	0,00

Le tableau 3.11 est un résumé des matières remplissant le troisième feutre, calculées en pourcentage.

Tableau 3.11: Analyse du remplissage du troisième feutre

	unité	x=0,1	x=0,4
solides en suspension	%	33	31,3
solides dissous et colloïdaux	%	67	68,7
hémicelluloses	%	0,0	0,0
lignine	%	12,3	12,1
acides gras et résineux	%	0,6	0,5
ions	%	7,7	10
autres	%	46,4	46,1
total	%	100	100

L'analyse de ce tableau nous montre que les matières remplissant le feutre sont en majorité des solides dissous et colloïdaux, les solides en suspension ne représentant que le tiers des matières remplissantes. Nous constatons également que plus de la moitié des solides dissous sont inconnus (catégorie "autres"). Ces composés proviennent très probablement des savons et conditionneurs de feutre.

3.5 Conclusion

Cette étude a permis d'explorer un domaine encore mal connu: la rétention sélective des solides dissous et colloïdaux dans la zone des presses d'une machine à papier. Une méthode a été mise en place, comprenant les étapes suivantes: compréhension du procédé et rassemblement des informations, échantillonnage en usine, analyse des échantillons, définition d'un système, réalisation des bilans de matière autour du système défini, interprétation des résultats.

Nos conclusions montrent que les hémicelluloses dissoutes et colloïdales suivent une évolution assez inhabituelle, puisqu'elles sont désorbées de la matière fibreuse aux deux premières presses, puis adsorbées à la dernière presse. Ceci est possiblement du à

l'établissement de nouveaux équilibres à la fois dans l'eau blanche drainée et dans la feuille de papier après un brusque changement de consistance. Les acides gras et résineux, quant à eux, semblent être adsorbés par la matière fibreuse tout le long de la machine. Il est important de remarquer qu'une adsorption sur la matière fibreuse peut signifier que les solides dissous et colloïdaux sont adsorbés sur les fines présentes dans l'eau blanche, ou bien sur les fines et/ou fibres longues de la feuille de papier. Dans notre cas, il a été possible de trancher entre ces deux possibilités seulement pour les ions, car nous avons réalisé des analyses plus poussées. Pour les autres composés, une incertitude demeure. En ce qui concerne les ions, nous avons observé un comportement particulier pour les ions Al, Si, Fe, Ti, qui semblent être partiellement désorbés de la feuille de papier à chaque pressage, puis ensuite adsorbés sur les fines de l'eau blanche.

Le bilan local réalisé autour de la troisième presse est surtout intéressant pour la réflexion que nous avons menée sur les hypothèses. En effet, l'incertitude sur nos résultats est très importante, et n'offre pas de validité aux valeurs obtenues. Néanmoins, il est possible d'avoir une idée sur les composés étant retenus dans le feutre, en observant simplement les analyses de l'échantillon prélevé à la boîte à vide: les composés dont la concentration est nulle dans ce courant sont probablement passés directement à travers le feutre, et récupérés dans la bacholle. C'est le cas des hémicelluloses et d'une partie des acides gras.

CONCLUSION

Les contributions à l'avancement des connaissances apportées par cette étude sont nombreuses. Tout d'abord, nous avons posé un oeil critique sur la méthode couramment employée par le personnel des usines pour estimer la rétention des fines au tout début de la zone de formation de la machine. Il s'est avéré que l'on commet une erreur importante en utilisant cette relation, l'hypothèse sur laquelle elle repose n'est pas valide à cet endroit là. Néanmoins, cette méthode est tout à fait valable lorsqu'elle est appliquée à la machine complète (de la caisse d'arrivée à la sècherie). Nous avons donc développé une nouvelle méthode pour estimer la rétention de la matière fibreuse au sabot de formation, cette méthode ne nécessitant pas davantage de mesures que la méthode usuelle. Notre nouvelle approche présente l'avantage de permettre l'estimation du drainage au sabot, ce qui est une information d'importance capitale pour un site industriel.

Une étude de l'influence des agents de rétention a montré que la bentonite a un effet positif sur la rétention des fines. De plus, cet adjuvant, qui est ajouté dans la pâte désencrée, permet d'abaisser jusqu'à 70 % la turbidité de cette pâte, pour un dosage de 6 kg/t de pâte recyclée. Ce travail montre donc concrètement que la bentonite est un outil très efficace pour épurer les eaux blanches.

Par ailleurs, nous avons développé une méthodologie de conception d'une simulation de machine à papier, l'accent ayant été mis sur la partie humide. Cette méthodologie pourra être utilisée lors de la mise en place de la simulation d'une autre usine, avec une machine différente de celle dont il est question dans ce travail. Cette méthodologie a été représentée schématiquement par un organigramme, qui en constitue le résumé.

Enfin, en ce qui concerne le comportement des solides dissous et colloïdaux dans la zone

des presses, ce travail a permis également de développer une méthodologie qui permet d'atteindre l'objectif visé, à savoir déterminer si les solides dissous sont adsorbés ou désorbés de la feuille de papier. Les résultats montrent que les hémicelluloses sont tout d'abord désorbées de la matière fibreuse en première et deuxième presses. Puis, elles sont adsorbées sur les fibres longues du papier en troisième presse. Cette évolution est possiblement due à deux phénomènes simultanés, l'un dominant aux deux premières presses, l'autre l'emportant en troisième presse. Ces deux phénomènes sont la désorption des solides dissous des fines présentes dans les eaux blanches, causée par une diminution de la consistance de l'eau blanche. L'autre phénomène est une adsorption des solides dissous et colloïdaux sur les fibres longues présentes dans la feuille de papier. Les acides gras et résineux, quant à eux, semblent être désorbés du matelas fibreux tout au long de la section des presses, ce qui concorde avec leur caractère hydrophile. Enfin, les ions ont des comportements très variables. Nos résultats ont montré que Al et Si semblent fortement s'adsorber sur les fines présentes dans l'eau blanche drainée, lorsque l'on avance le long de la machine à papier. Pour ce qui est des autres ions étudiés, il est difficile de tirer des conclusions catégoriques.

En ce qui concerne les travaux futurs, il serait utile de valider les résultats obtenus ici, en réalisant d'autres campagnes d'échantillonnage dans des usines différentes qui emploient un autre type d'agent de rétention, et un autre type de pâte, afin de déterminer l'influence de ces deux paramètres sur la rétention des différentes catégories de solides dissous et colloïdaux au niveau des presses. De plus, il serait très intéressant, lors des analyses des échantillons, d'analyser la quantité de hémicelluloses, d'acides gras et résineux, et de lignine, non seulement dans la phase aqueuse des eaux blanches, mais aussi dans la phase solide, composée essentiellement de fines. Ainsi, une comparaison entre échantillons pourrait montrer sans équivoque s'il y a adsorption des solides dissous sur les fines présentes dans l'eau blanche. En fin de compte, cela reviendrait à étendre

l'analyse détaillée que nous avons réalisée pour les ions aux autres solides dissous et colloïdaux.

RÉFÉRENCES

ALEXANDER, S.D., DOBBINS, R.J. (1977). The buildup of dissolved electrolytes in a closed paper mill system. TAPPI J., 60 (12), 117-120.

WEISBERG, S. (1985) *Applied Linear Regression*, Second Edition.

ASSELMAN, T., PARIS, J., BRAKER, J., BLACKBURN, N., MARINO, S. (1995). Distribution of Dissolved Solids in the Pulp and Water Networks of an Integrated Newsprint Mill. CPPA Technical Section, 81th Annual Meeting, Montréal, Preprints, B361-B367.

BEAUDOIN, R., BLAIS, S., DUBÉ, G., LAUZON, E., LUPIEN, B., VINES, M. (1998). Increased retention and drainage and controlling stickies deposition with bentonite in combination with polyethylene oxide and a cofactor - a mill experience. CPPA Technical Section, 84th Annual Meeting, Montréal, Preprints, B293-B297.

BECK, D.A. (1987). Re-examining wet pressing fundamentals: a look inside the nip using dynamic measurements. TAPPI J., 70 (4), 129-133.

BLIESNER, W.C., MACGREGOR, M.A. (1976). How important is rewetting in wet pressing? TAPPI J., 59 (6), 114-119.

BRITT, K.W., UNBEHEND, J.E. (1985). Water removal during paper formation. TAPPI J., 68 (4), 104-107.

FORSBERG, S., STRÖM, G. (1997). The Effect of Contact Time Between Cationic Polymers and Furnish on Retention and Drainage. JPPS, 20 (3), J71-J76.

FRANCIK, C.J., BUSKER, L.H. (1986). A Laboratory Study of the Effects of Sheet Temperature on Wet Press Dewatering. JPPS, 12 (3), J89-J94.

GARVER, T.M., XIE, T., BOEGH, K.H. (1997). Variation of white water composition in a TMP and DIP newsprint paper machine. TAPPI J., 80 (8), 163-173.

GRAFF, S. (1991). Analyse de la distribution de matière dans la partie humide d'une machine à papier. Mémoire M. Sc. A, École Polytechnique de Montréal.

HEMPHALA, H., JACOB, J., PARIS, J. (1998). Collecte et réconciliation de données pour la validation de simulations d'usines opérationnelles. Post-Graduate Research Laboratory Report, PGRLR 707.

HOLMBOM, B., ÖRSA, F. (1993). Methods for Analysis of Dissolved and Colloidal Wood Components in Papermaking Process Waters and Effluents. Proc. 7th Int. Symp. Wood Pulping Chem., Beijing, China, 2, 810-817.

KEREKES, R.J., MCDONALD, J.D. (1991). A decreasing permeability model of wet pressing: theory. TAPPI J., 74 (12), 150-156.

KEREKES, R.J., MCDONALD, J.D. (1991). A decreasing permeability model of wet pressing: applications. TAPPI J., 74 (12), 142-149.

KEREKES, R.J., MCDONALD, J.D. (1995). A decreasing permeability model of wet pressing with rewetting. TAPPI J., 78 (11), 107-111.

ORCCOTOMA, J.A., STIÉE, D., PARIS, J., PERRIER, M. (1997). Dynamics of Fines Distribution in a White Water Network. Pulp and Paper Canada, 98 (9), 77-80.

PARIS, J. et al. (1996). Simulation de procédés complexes à l'aide d'un logiciel modulaire, technique du jeu de construction. Actes de Comagep2, II (2), Djerba, 637-642.

PERRY, R. H, GREEN, D. (1984). *Perry's Chemical Engineering Handbook*, Sixth edition.

PIKULIK, I.I., OWSTON, T.H. (1993). Press sections of canadian newsprint machines. Pulp and Paper Canada, 94 (6), T186-T192.

ASPENTECH (1993). *Process Modeling Example Problems Instructor Toolkit*, 2.

THORP, B.A., KOCUREK, M.J. (1983). *Pulp and Paper Manufacture*, Third edition, 7.

RAHMAN, L., TAY, C.H. (1986). Mechanisms of fines retention by polyethylene oxide in newsprint furnishes, Effect of stock variation. TAPPI J., 69 (4), 100-105.

RAHMAN, L. (1987). The mechanism of fines and filler retention in newsprint furnishes, Chemical additives and paper machine white water. TAPPI J., 70 (10), 105-112.

Standard Testing Methods (1994) Technical Section, Canadian Pulp and Paper Association.

TAPPI Test Methods (1992) Tappi Press, Atlanta, Georgia.

VAN DE VEN, T.G.M. (1997). Mechanisms of Fines and Fillers Retention with PEO/Cofactor Dual Retention Aid Systems. JPPS, 23 (9), J447-J451.

ANNEXE I
RÉSULTAT DE L'EXPÉRIMENTATION EN USINE (ESSAI BENTONITE)

Tableau I.1: Résultats des essais en usine

Date	heure	dosage de B	dosage de I	dosage de F	Turbidité		conso. de
					recyc. avant B	recyc. après B	vapeur sècherie
Unités		kg/t recyc.	cm³/min	L/min	FTU	FTU	
02-avr-97	17:00	1,0	130	13,0	534	496	
02-avr-97	20:00	1,0	130	13,0	498	512	29,0
02-avr-97	23:00	1,0	130	13,0	536	498	24,1
03-avr-97	2:00	1,0	130	13,0	498	498	24,0
03-avr-97	7:00	1,0	130	13,0	546	526	25,4
03-avr-97	10:00	1,0	130	13,0	510	576	25,0
03-avr-97	13:00	1,0	130	13,0	528	287	24,3
03-avr-97	16:00	1,5	130	13,0	468	208	23,8
03-avr-97	19:00	1,5	130	13,0		200	24,3
03-avr-97	22:00	2,0	130	13,0	456	186	24,1
04-avr-97	1:00	2,0	130	13,0	476	194	24,3
04-avr-97	4:00	2,0	130	13,0	470	175	24,1
04-avr-97	7:00	2,0	130	13,0	440	220	24,7
04-avr-97	10:00	2,5	130	13,0	408	176	24,1
04-avr-97	13:00	3,0	130	13,0	450	144	26,0
04-avr-97	16:00	3,0	130	13,0	450	159	24,0
04-avr-97	19:00	3,0	130	13,0	550	179	23,9
04-avr-97	22:00	3,0	130	13,0	534	165	24,2
05-avr-97	1:00	3,0	130	13,0	598	181	23,9
05-avr-97	4:00	3,0	130	13,0	564	194	24,0
05-avr-97	7:00	3,0	130	13,0	470	216	23,0
05-avr-97	10:00	0,0	130	13,0	440	538	24,0
05-avr-97	15:00	4,0	130	13,0	440	134	23,5
05-avr-97	19:00	5,0	130	13,0	630	197	23,0
05-avr-97	22:00	5,0	130	13,0	500	165	23,2
06-avr-97	1:00	5,0	130	13,0	524	165	24,5
06-avr-97	7:00	5,0	130	13,0	428	184	25,1
06-avr-97	10:00	5,0	130	13,0	470	159	24,1
06-avr-97	16:00	7,0	130	13,0	516	138	23,1

Tableau I.1 (suite)

Date	heure	dosage de B	dosage de I	dosage de F	Turbidité		conso. de
					recyc. avant B	recyc. après B	vapeur sècherie
Unités		kg/t recyc.	cm³/min	L/min	FTU	FTU	
07-avr-97	12:00	7,0	130	10,5	840	231	25,0
07-avr-97	19:00	7,0	130	12,0	490	174	24,1
07-avr-97	22:00	7,0	130	15,0	570	152	24,4
08-avr-97	1:00	7,0	160	17,0	454	101	25,1
08-avr-97	4:00	7,0	160	17,0	490	105	25,7
08-avr-97	10:00	7,0	160	17,0	616	164	26,0
08-avr-97	13:30	8,0	160	17,0	584	134	
08-avr-97	16:00	8,0	160	19,0	600	146	25,6
08-avr-97	19:00	8,0	160	19,0	556	148	25,5
08-avr-97	23:00	7,5	160	19,0	534	177	24,7
09-avr-97	1:00	7,5	160	21,0	592	215	25,0
09-avr-97	4:30	7,5	160	21,0	508	282	24,7
09-avr-97	7:30	7,5	160	21,0	584	204	24,6
09-avr-97	10:00	7,5	160	21,0	602	215	24,2
09-avr-97	13:00	7,5	160	21,0	634	212	24,3
09-avr-97	16:00	7,5	250	22,0	650	189	24,0
09-avr-97	19:30	8,0	250	24,0	546	135	25,5
09-avr-97	23:00	8,0	250	24,0	634	189	24,5
10-avr-97	1:00	7,0	250	24,0	530	189	24,5
10-avr-97	4:00	7,0	250	24,0	470	133	25,2
10-avr-97	7:30	7,0	250	24,0	626	174	24,9
10-avr-97	10:00	4,5	250	24,0	538	203	25,1
10-avr-97	13:15	0,0	255	16,5	556	132	24,6
10-avr-97	16:00	0,0	255	16,5	578	525	25,4
10-avr-97	19:00	0,0	130	16,5	552	488	23,8
10-avr-97	22:00	0,0	130	16,5	510	450	22,1
11-avr-97	01:00	0,0	130	16,5	530	524	24,0
11-avr-97	04:00	0,0	130	14,0	451	452	24,5
11-avr-97	07:30	0,0	130	14,0	550	582	24,1
11-avr-97	10:00	0,0	130	14,0	574	504	23,8
11-avr-97	13:00	0,0	130	14,0	620	622	23,8

Tableau I.2: Résultats des essais en usine (suite)

Date	heure	turbidités		consistances		
		C.A.	E.B. I	C.A.	E.B.I	E.B.2
Unités		FTU	FTU	%	%	%
02-avr-97	17:00	252	180	0,962	0,478	0,466
02-avr-97	20:00	354	192	0,970	0,506	0,494
02-avr-97	23:00	369	199	0,954	0,482	0,478
03-avr-97	2:00	401	198	0,926	0,498	0,480
03-avr-97	7:00	330	208	0,886	0,426	0,422
03-avr-97	10:00	321	194	0,886	0,424	0,426
03-avr-97	13:00	307	192	0,898	0,434	0,422
03-avr-97	16:00	337	203	0,908	0,444	0,440
03-avr-97	19:00	385	199	0,950	0,484	0,474
03-avr-97	22:00	392	209	0,924	0,456	0,456
04-avr-97	1:00	412	258	0,912	0,462	0,454
04-avr-97	4:00	380	204	0,940	0,474	0,468
04-avr-97	7:00	382	220	0,924	0,460	0,458
04-avr-97	10:00	372	201	0,918	0,460	0,462
04-avr-97	13:00	349	199	0,940	0,480	0,474
04-avr-97	16:00	312	213	0,968	0,496	0,488
04-avr-97	19:00	372	214	0,950	0,482	0,476
04-avr-97	22:00	350	197	0,962	0,502	0,494
05-avr-97	1:00	345	213	0,958	0,484	0,476
05-avr-97	4:00	420	215	0,954	0,482	0,486
05-avr-97	7:00	407	234	0,944	0,486	0,470
05-avr-97	10:00	436	318	0,946	0,486	0,494
05-avr-97	15:00	430	253	0,913	0,457	0,447
05-avr-97	19:00	349	207	0,928	0,458	0,453
05-avr-97	22:00	409	216	0,928	0,450	0,465
06-avr-97	1:00	370	240	0,903	0,438	0,438
06-avr-97	7:00	357	211	0,904	0,426	0,430
06-avr-97	10:00	339	212	0,872	0,426	0,430
06-avr-97	16:00	332	239	0,893	0,433	0,430

Remarque: l'eau blanche EB1 est récupérée côté toile n°1, et l'eau blanche EB2 est recueillie du côté de la toile n°2.

Tableau I.2 (suite)

Date	heure	turbidités		consistances		
		C.A.	E.B. 1	C.A.	E.B.1	E.B.2
Unités		FTU	FTU	%	%	%
07-avr-97	12:00	261	194	0,794	0,338	0,330
07-avr-97	19:00	262	240	0,816	0,348	0,350
07-avr-97	22:00	274	148	0,866	0,400	0,400
08-avr-97	1:00	268	177	0,836	0,384	0,384
08-avr-97	4:00	277	166	0,848	0,384	0,388
08-avr-97	10:00	244	137	0,794	0,372	0,372
08-avr-97	13:30	241	147	0,824	0,364	0,358
08-avr-97	16:00	234	164	0,826	0,366	0,368
08-avr-97	19:00	249	164	0,838	0,390	0,380
08-avr-97	23:00	249	146	0,820	0,366	0,364
09-avr-97	1:00	203	192	0,828	0,386	0,378
09-avr-97	4:30	199	142	0,838	0,380	0,382
09-avr-97	7:30	222	144	0,838	0,385	0,373
09-avr-97	10:00	227	146	0,848	0,386	0,380
09-avr-97	13:00	195	139	0,853	0,388	0,388
09-avr-97	16:00	194	134	0,828	0,365	0,356
09-avr-97	19:30	217	145	0,818	0,358	0,354
09-avr-97	23:00	244	163	0,794	0,346	0,346
10-avr-97	1:00	253	177	0,770	0,322	0,322
10-avr-97	4:00	247	175	0,776	0,326	0,326
10-avr-97	7:30	246	151	0,793	0,330	0,318
10-avr-97	10:00	228	146	0,803	0,333	0,327
10-avr-97	13:15	276	184	0,850	0,378	0,355
10-avr-97	16:00	334	213	0,858	0,408	0,390
10-avr-97	19:00	317	219	0,888	0,438	0,422
10-avr-97	22:00	322	209	0,894	0,428	0,430
11-avr-97	01:00	367	229	0,884	0,434	0,432
11-avr-97	04:00	365	219	0,890	0,448	0,444
11-avr-97	07:30	342	191	0,956	0,477	0,477
11-avr-97	10:00	354	203	0,937	0,490	0,483
11-avr-97	13:00	319	172	0,927	0,480	0,480

Tableau I.3: Résultats des essais en usine (suite)

date	heure	cendres			fraction de fines (Yf)	
		C.A.	E.B.1	papier	C.A.	E.B.1
Unités		%	%	%	sans unité	sans unité
02-avr-97	17:00				0,598	0,969
02-avr-97	20:00	3,75	6,58	0,852	0,573	0,967
02-avr-97	23:00				0,576	0,967
03-avr-97	2:00	3,34	6,04	0,817	0,567	0,968
03-avr-97	7:00	2,89	6,02	0,740	0,560	0,973
03-avr-97	10:00				0,543	0,964
03-avr-97	13:00	2,96	5,81	0,697	0,561	0,974
03-avr-97	16:00				0,572	0,979
03-avr-97	19:00	3,04	5,81	0,696	0,571	0,992
03-avr-97	22:00				0,585	0,983
04-avr-97	1:00	3,23	6,18	0,766	0,562	0,966
04-avr-97	4:00				0,549	0,970
04-avr-97	7:00	3,20	6,10	0,751	0,610	0,992
04-avr-97	10:00				0,578	0,972
04-avr-97	13:00	3,09	5,85	0,750	0,587	0,974
04-avr-97	16:00				0,589	0,972
04-avr-97	19:00	5,20	9,63	1,137	0,575	0,980
04-avr-97	22:00				0,554	0,968
05-avr-97	1:00				0,640	0,968
05-avr-97	4:00	5,93	10,99	1,214	0,571	0,962
05-avr-97	7:00	6,16	11,62	1,235	0,554	0,965
05-avr-97	10:00				0,559	0,966
05-avr-97	15:00				0,597	0,969
05-avr-97	19:00	3,90	7,65	0,806	0,564	0,952
05-avr-97	22:00				0,558	0,968
06-avr-97	1:00	3,92	7,39	0,865	0,548	0,956
06-avr-97	7:00	3,54	7,11	0,848	0,564	0,970
06-avr-97	10:00				0,561	0,976
06-avr-97	16:00				0,569	0,977

Tableau I.3 (suite)

date	heure	cendres			fraction de fines (Yf)	
		C.A.	E.B.1	papier	C.A.	E.B.1
Unités		%	%	%	sans unité	sans unité
07-avr-97	12:00	2,65	6,08	0,649	0,522	0,963
07-avr-97	19:00	3,06	4,28	0,715	0,505	0,954
07-avr-97	22:00				0,536	0,938
08-avr-97	1:00	3,24	6,67	0,869	0,530	0,953
08-avr-97	4:00				0,536	0,945
08-avr-97	10:00				0,572	0,975
08-avr-97	13:30	2,90	5,98	0,745	0,515	0,958
08-avr-97	16:00				0,516	0,964
08-avr-97	19:00	2,94	5,85	0,855	0,527	0,953
08-avr-97	23:00				0,539	0,943
09-avr-97	1:00	4,68	9,52	1,278	0,537	0,959
09-avr-97	4:30				0,540	0,961
09-avr-97	7:30	4,39	9,94	1,282	0,531	0,960
09-avr-97	10:00				0,528	0,946
09-avr-97	13:00	5,04	10,00	1,261	0,546	0,957
09-avr-97	16:00				0,549	0,94
09-avr-97	19:30	3,83	9,83	1,538	0,533	0,961
09-avr-97	23:00				0,521	0,959
10-avr-97	1:00	2,63	6,60	0,966	0,496	0,959
10-avr-97	4:00				0,504	0,956
10-avr-97	7:30	2,32	4,95	0,573	0,465	0,992
10-avr-97	10:00				0,514	0,936
10-avr-97	13:15	2,82	5,64	0,559	0,498	0,957
10-avr-97	16:00				0,558	0,921
10-avr-97	19:00	3,28	6,02	0,800	0,538	0,962
10-avr-97	22:00				0,551	0,963
11-avr-97	01:00	3,25	6,07	0,775	0,547	0,962
11-avr-97	04:00				0,548	0,954
11-avr-97	07:30	4,34	6,97	0,802	0,589	0,955
11-avr-97	10:00				0,566	0,945
11-avr-97	13:00				0,605	0,952

Tableau I.4: Pourcentage des différentes pâtes alimentant la machine

Date	pâtes				
	chimique	mécanique	kraft	recyclée	cassée
	%	%	%	%	%
02-04-97	39,5	44,9	1,8	13,8	7,5
03-04-97	31,1	54,9	2,5	11,5	25,4
04-04-97	38,9	45,4	2,1	13,5	8,6
05-04-97	38,6	44,8	1,6	15	7,2
06-04-97	47,9	39,2	2	10,8	17,8
07-04-97	37	48,8	3,2	11	41,7
08-04-97	38,3	47,4	3,3	11	6,9
09-04-97	37,7	42,4	1,1	18,8	5,8
10-04-97	39,8	48	1,8	10,5	4,5
11-04-97	38,2	44,7	0,1	17	4,9

Remarque: le total des pâtes chimique, mécanique, kraft et recyclée est égal à 100% pour une journée donnée. Le pourcentage de pâte cassée est calculé sur la base de ces 100%.

Tableau I.5: Résultats des calculs

date	heure	D _{ch}	D _p	C _p	Dr _{sabot}
Unités		t/d	t/d	%	%
02-avr-97	17:00	94072	45810	1,96	67,58
02-avr-97	20:00	91078	48804	1,84	65,42
02-avr-97	23:00	90970	48912	1,83	65,34
03-avr-97	2:00	80182	59700	1,50	57,57
03-avr-97	7:00	80600	59282	1,51	57,89
03-avr-97	10:00	80980	58902	1,52	58,16
03-avr-97	13:00	82982	56900	1,57	59,60
03-avr-97	16:00	84263	55619	1,61	60,52
03-avr-97	19:00	89438	50444	1,78	64,24
03-avr-97	22:00	86954	52928	1,69	62,46
04-avr-97	1:00	82191	57691	1,55	59,02
04-avr-97	4:00	88374	51508	1,74	63,47
04-avr-97	7:00	86198	53684	1,67	61,91
04-avr-97	10:00	84373	55509	1,61	60,60
04-avr-97	13:00	87269	52613	1,70	62,68
04-avr-97	16:00	92350	47532	1,89	66,33
04-avr-97	19:00	89809	50073	1,79	64,51
04-avr-97	22:00	89575	50307	1,78	64,33
05-avr-97	1:00	91750	48132	1,86	65,90
05-avr-97	4:00	90970	48912	1,83	65,34
05-avr-97	7:00	87343	52539	1,71	62,73
05-avr-97	10:00	87918	51964	1,72	63,14
05-avr-97	15:00	83397	56485	1,59	59,89
05-avr-97	19:00	87796	52086	1,72	63,06
05-avr-97	22:00	89357	50525	1,77	64,19
06-avr-97	1:00	83821	56061	1,60	60,20
06-avr-97	7:00	86510	53372	1,68	62,14
06-avr-97	10:00	76003	63879	1,40	54,58
06-avr-97	16:00	81558	58324	1,54	58,58

Tableau I.5 (suite)

date	heure	D _{eb}	D _p	C _p	Dr _{sabot}
Unités		t/d	t/d	%	%
07-avr-97	12:00	63510	76372	1,17	45,61
07-avr-97	19:00	70528	69354	1,29	50,66
07-avr-97	22:00	78845	61037	1,47	56,63
08-avr-97	1:00	71201	68681	1,30	51,13
08-avr-97	4:00	75573	64309	1,39	54,28
08-avr-97	10:00	57705	82177	1,09	41,43
08-avr-97	13:30	70502	69380	1,29	50,63
08-avr-97	16:00	70881	69001	1,30	50,91
08-avr-97	19:00	70823	69059	1,30	50,86
08-avr-97	23:00	68588	71294	1,26	49,26
09-avr-97	1:00	67933	71949	1,25	48,78
09-avr-97	4:30	72687	67195	1,33	52,20
09-avr-97	7:30	71743	68139	1,31	51,52
09-avr-97	10:00	75181	64701	1,38	54,00
09-avr-97	13:00	76596	63286	1,42	55,01
09-avr-97	16:00	71842	68040	1,32	51,60
09-avr-97	19:30	69339	70543	1,27	49,80
09-avr-97	23:00	62041	77841	1,15	44,55
10-avr-97	1:00	56240	83642	1,07	40,39
10-avr-97	4:00	58124	81758	1,10	41,74
10-avr-97	7:30	64626	75256	1,19	46,42
10-avr-97	10:00	68244	71638	1,25	49,02
10-avr-97	13:15	77512	62370	1,44	55,68
10-avr-97	16:00	74556	65326	1,37	53,54
10-avr-97	19:00	79030	60852	1,47	56,75
10-avr-97	22:00	82838	57044	1,57	59,50
11-avr-97	01:00	78469	61413	1,46	56,35
11-avr-97	04:00	77891	61991	1,45	55,93
11-avr-97	07:30	92510	47372	1,89	66,45
11-avr-97	10:00	84631	55251	1,62	60,78
11-avr-97	13:00	83480	56402	1,59	59,95

Tableau I.5 (suite)

date	heure	R_{sabot}^f corrigée	R_{sabot}^f simplifiée	R_{sabot}^l	R_{sabot}^t
Unités		%	%	%	%
02-avr-97	17:00	45,85	19,49	97,38	66,58
02-avr-97	20:00	42,68	11,97	97,44	66,04
02-avr-97	23:00	44,84	15,18	97,72	67,14
03-avr-97	2:00	47,37	8,19	97,85	69,17
03-avr-97	7:00	51,86	16,46	97,82	72,30
03-avr-97	10:00	50,82	15,04	98,30	72,30
03-avr-97	13:00	50,22	16,09	98,55	71,33
03-avr-97	16:00	49,58	16,31	99,39	70,54
03-avr-97	19:00	43,41	11,49	98,74	67,43
03-avr-97	22:00	48,45	17,07	97,69	69,32
04-avr-97	1:00	48,84	12,93	97,88	70,23
04-avr-97	4:00	43,71	10,91	99,37	68,14
04-avr-97	7:00	50,11	19,04	97,99	69,32
04-avr-97	10:00	49,17	15,73	97,99	69,78
04-avr-97	13:00	47,14	15,27	97,70	68,14
04-avr-97	16:00	44,17	15,44	98,47	66,17
04-avr-97	19:00	44,48	13,53	97,60	67,43
04-avr-97	22:00	41,61	8,82	97,05	66,58
05-avr-97	1:00	49,88	23,59	97,09	66,86
05-avr-97	4:00	44,64	14,88	97,48	67,14
05-avr-97	7:00	44,01	10,32	97,51	67,85
05-avr-97	10:00	44,20	11,22	96,89	67,71
05-avr-97	15:00	51,56	18,76	96,59	70,16
05-avr-97	19:00	47,71	16,69	97,76	69,02
05-avr-97	22:00	46,26	15,88	97,17	69,02
06-avr-97	1:00	49,29	15,38		70,93
06-avr-97	7:00	49,88	18,95	98,55	70,86
06-avr-97	10:00	53,82	15,01	98,51	73,46
06-avr-97	16:00	51,46	16,74		71,73

Tableau I.5 (suite)

date	heure	R_{sabot}^t corrigée	R_{sabot}^t simplifiée	R_{sabot}^t	R_{sabot}^t
Unités		%	%	%	%
07-avr-97	12:00	64,34	21,47		80,67
07-avr-97	19:00	59,38	19,44	96,52	78,50
07-avr-97	22:00	54,44	19,17	97,66	73,97
08-avr-97	1:00	57,96	17,41	97,10	76,62
08-avr-97	4:00	56,87	20,16	98,87	75,54
08-avr-97	10:00	67,06	20,14	98,07	80,67
08-avr-97	13:30	58,58	17,83	98,33	77,74
08-avr-97	16:00	58,05	17,22	97,66	77,55
08-avr-97	19:00	57,39	15,84	97,29	76,44
08-avr-97	23:00	61,71	21,91	98,00	78,11
09-avr-97	1:00	59,57	16,75	98,00	77,36
09-avr-97	4:30	58,07	19,30	97,99	76,44
09-avr-97	7:30	57,40	16,94	97,20	76,44
09-avr-97	10:00	56,17	18,45	97,64	75,54
09-avr-97	13:00	56,34	20,27	96,99	75,09
09-avr-97	16:00	61,24	24,52	98,19	77,36
09-avr-97	19:30	60,88	21,09	98,35	78,31
09-avr-97	23:00	64,42	19,79	98,63	80,67
10-avr-97	1:00	67,49	19,15	98,45	83,19
10-avr-97	4:00	66,89	20,31	99,71	82,54
10-avr-97	7:30	58,99	11,22	97,34	80,77
10-avr-97	10:00	63,16	24,48	97,89	79,77
10-avr-97	13:15	52,65	14,54	95,47	75,36
10-avr-97	16:00	58,17	21,51	97,71	74,65
10-avr-97	19:00	50,17	11,80	97,66	72,13
10-avr-97	22:00	50,45	16,33	97,69	71,65
11-avr-97	01:00	51,56	13,66	97,15	72,46
11-avr-97	04:00	51,20	12,37	96,39	71,97
11-avr-97	07:30	46,50	19,10	95,99	67,00
11-avr-97	10:00	47,17	12,69	96,24	68,36
11-avr-97	13:00	51,37	18,52	65,10	69,10

Tableau I.6: Réduction de la turbidité de la pâte recyclée

Date	heure	dosage de B	Turbidité		Réduction turbidité recyc
			recyc. avant B	recyc. après B	
Unités		kg/t recyc.	FTU	FTU	%
02-avr-97	17:00	1,0	534	496	7,12
02-avr-97	20:00	1,0	498	512	-2,81
02-avr-97	23:00	1,0	536	498	7,09
03-avr-97	2:00	1,0	498	498	0,00
03-avr-97	7:00	1,0	546	526	3,66
03-avr-97	10:00	1,0	510	576	-12,94
03-avr-97	13:00	1,0	528	287	45,64
03-avr-97	16:00	1,5	468	208	55,56
03-avr-97	19:00	1,5		200	
03-avr-97	22:00	2,0	456	186	59,21
04-avr-97	1:00	2,0	476	194	59,24
04-avr-97	4:00	2,0	470	175	62,77
04-avr-97	7:00	2,0	440	220	50,00
04-avr-97	10:00	2,5	408	176	56,86
04-avr-97	13:00	3,0	450	144	68,00
04-avr-97	16:00	3,0	450	159	64,67
04-avr-97	19:00	3,0	550	179	67,45
04-avr-97	22:00	3,0	534	165	69,10
05-avr-97	1:00	3,0	598	181	69,73
05-avr-97	4:00	3,0	564	194	65,60
05-avr-97	7:00	3,0	470	216	54,04
05-avr-97	10:00	0,0	440	538	-22,27
05-avr-97	15:00	4,0	440	134	69,55
05-avr-97	19:00	5,0	630	197	68,73
05-avr-97	22:00	5,0	500	165	67,00
06-avr-97	1:00	5,0	524	165	68,51
06-avr-97	7:00	5,0	428	184	57,01
06-avr-97	10:00	5,0	470	159	66,17
06-avr-97	16:00	7,0	516	138	73,26

Tableau I.6 (suite)

Date	heure	dosage de B	Turbidité		Réduction turbidité recyc
			recyc. avant B	recyc. après B	
Unités		kg/t recyc.	FTU	FTU	%
07-avr-97	12:00	7,0	840	231	72,50
07-avr-97	19:00	7,0	490	174	64,49
07-avr-97	22:00	7,0	570	152	73,33
08-avr-97	1:00	7,0	454	101	77,75
08-avr-97	4:00	7,0	490	105	78,57
08-avr-97	10:00	7,0	616	164	73,38
08-avr-97	13:30	8,0	584	134	77,05
08-avr-97	16:00	8,0	600	146	75,67
08-avr-97	19:00	8,0	556	148	73,38
08-avr-97	23:00	7,5	534	177	66,85
09-avr-97	1:00	7,5	592	215	63,68
09-avr-97	4:30	7,5	508	282	44,49
09-avr-97	7:30	7,5	584	204	65,07
09-avr-97	10:00	7,5	602	215	64,29
09-avr-97	13:00	7,5	634	212	66,56
09-avr-97	16:00	7,5	650	189	70,92
09-avr-97	19:30	8,0	546	135	75,27
09-avr-97	23:00	8,0	634	189	70,19
10-avr-97	1:00	7,0	530	189	64,34
10-avr-97	4:00	7,0	470	133	71,70
10-avr-97	7:30	7,0	626	174	72,20
10-avr-97	10:00	4,5	538	203	62,27
10-avr-97	13:15	0,0	556	132	76,26
10-avr-97	16:00	0,0	578	525	9,17
10-avr-97	19:00	0,0	552	488	11,59
10-avr-97	22:00	0,0	510	450	11,76
11-avr-97	01:00	0,0	530	524	1,13
11-avr-97	04:00	0,0	451	452	-0,22
11-avr-97	07:30	0,0	550	582	-5,82
11-avr-97	10:00	0,0	574	504	12,20
11-avr-97	13:00	0,0	620	622	-0,32

ANNEXE II
ALGORITHME DE LA RÉGRESSION LINEAIRE

```
% Essais bentonite, avec 5 paramètres et un intercept: B, I, F, Cca, Yfca
% La rétention des fines est calculée avec la relation corrigée
% Les valeurs ne sont ni centrées ni réduites.
```

```
clear
```

```
n=59;
% n est le nombre d'essais
```

```
p=5;
% p est le nombre de variables
```

```
% Format de la matrice V:
% colonne 1: dosage de B
% colonne 2: dosage de I
% colonne 3: dosage de F
% colonne 4: freeness de la pâte de la caisse d'arrivée
% colonne 5: freeness de la pâte recyclée
% colonne 6: consistance dans la caisse d'arrivée
% colonne 7: fraction de fines dans la caisse d'arrivée
```

```
V=[1 1 130 13 49 170 0.962 0.598
  1 1 130 13 44 176 0.970 0.573
  1 1 130 13 44 172 0.954 0.576
  1 1 130 13 52 148 0.926 0.567
  1 1 130 13 53 159 0.886 0.560
  1 1 130 13 47 161 0.886 0.543
  1 1 130 13 51 151 0.898 0.561
  1 1.5 130 13 52 165 0.908 0.572
  1 1.5 130 13 47 151 0.95 0.571
  1 2 130 13 49 160 0.924 0.585
  1 2 130 13 45 155 0.912 0.562
  1 2 130 13 47 153 0.94 0.549
  1 2 130 13 53 162 0.924 0.610
  1 2.5 130 13 51 164 0.918 0.578
  1 3 130 13 49 156 0.94 0.587
  1 3 130 13 51 157 0.968 0.589
  1 3 130 13 49 162 0.95 0.575
  1 3 130 13 49 177 0.962 0.554
  1 3 130 13 55 154 0.958 0.64
  1 3 130 13 52 156 0.954 0.571
  1 3 130 13 59 165 0.944 0.554]
```

```

1 0 130 13 58 180 0.946 0.559
1 4 130 13 52 171 0.913 0.597
1 5 130 13 52 141 0.928 0.564
1 5 130 13 45 156 0.928 0.558
1 5 130 13 54 199 0.903 0.548
1 5 130 13 54 178 0.904 0.564
1 5 130 13 54 170 0.872 0.561
1 7 130 13 56 172 0.893 0.569
1 7 130 10.5 48 156 0.794 0.522
1 7 130 12 59 163 0.816 0.505
1 7 130 15 53 170 0.866 0.536
1 7 160 17 55 173 0.836 0.530
1 7 160 17 52 173 0.848 0.536
1 7 160 17 51 192 0.794 0.572
1 8 160 19 44 191 0.826 0.516
1 8 160 19 47 192 0.838 0.527
1 7.5 160 19 51 188 0.820 0.539
1 7.5 160 21 50 177 0.828 0.537
1 7.5 160 21 54 166 0.838 0.54
1 7.5 160 21 51 162 0.838 0.531
1 7.5 160 21 56 220 0.848 0.528
1 7.5 160 21 51 174 0.853 0.546
1 7.5 250 22 48 162 0.828 0.549
1 8 250 24 52 153 0.818 0.533
1 8 250 24 51 173 0.794 0.521
1 7 250 24 55 168 0.770 0.496
1 7 250 24 53 173 0.776 0.504
1 7 250 24 59 191 0.793 0.465
1 4.5 250 24 47 180 0.803 0.514
1 0 255 16.5 50 195 0.850 0.498
1 0 255 16.5 46 169 0.858 0.558
1 0 130 16.5 55 179 0.888 0.538
1 0 130 16.5 52 181 0.894 0.551
1 0 130 16.5 54 177 0.884 0.547
1 0 130 14 47 187 0.89 0.548
1 0 130 14 53 174 0.956 0.589
1 0 130 14 49 160 0.937 0.566
1 0 130 14 46 202 0.927 0.605];

```

```

% Réécriture de V, on élimine les colonnes 4 et 5
Vtemp1=V(:,1:4);
Vtemp2=V(:,7:8);

```

```

V=[Vtemp1 Vtemp2];

% Calcul des bases statistiques
for j=2:p+1;
    sumv(j)=0;
    for i=1:n;
        temp(i)=V(i,j);
        sumv(j)=sumv(j)+temp(i);
        i=i+1;
    end;
    aver(j)=sumv(j)/n;

    SXX(j)=0;
    for i=1:n;
        temp(i)=(V(i,j)-aver(j))^2;
        SXX(j)=SXX(j)+temp(i);
        i=i+1;
    end;
    SDx2(j)=SXX(j)/(n-1);
    SDx(j)=sqrt(SDx2(j));
    j=j+1;
end;

```

% M est le résultat du calcul de Rf corrigée

```

M=[45.85
42.68
44.84
47.87
51.86
50.82
50.22
49.58
43.41
48.45
48.84
43.71
50.11
49.17
47.14
44.17
44.48

```

41.61
49.88
44.64
44.01
44.20
51.56
47.71
46.26
49.29
49.88
53.82
51.46
64.34
59.38
54.44
57.96
56.87
67.06
58.05
57.39
61.71
59.57
58.07
57.40
56.17
56.34
61.24
60.88
64.42
67.49
66.89
58.99
63.16
52.65
58.17
50.17
50.45
51.56
51.20
46.50
47.17
51.37];

```

% Calcul des bases statistiques de la variable mesurée
summ=0;
for i=1:n;
    temp(i)=M(i,1);
    summ=summ+temp(i);
    i=i+1;
end;
averm=summ/n;

SXXM=0;
for i=1:n;
    temp(i)=(M(i,1)-averm)^2;
    SXXM=SXXM+temp(i);
    i=i+1;
end;
SDx2M=SXXM/(n-1);
SDxM=sqrt(SDx2M);

% Calcul des corrélations entre paramètres
SXY=zeros(p+1,p+1);
rXY=zeros(p+1,p+1);

for j=2:p+2;
    for k=0:p;
        if j+k>p+2;
            break;
        end;
        if j+k<=p+1;
            for i=1:n;
                temp(i)=(V(i,j)-aver(j))*(V(i,j+k)-aver(j+k));
                SXY(j-1,j-1+k)=SXY(j-1,j-1+k)+temp(i);
                i=i+1;
            end;
            rXY(j-1,j-1+k)=SXY(j-1,j-1+k)/sqrt(SXX(j)*SXX(j+k));
        else
            if j==p+2;
                for i=1:n;
                    temp(i)=(M(i,1)-averm)*(M(i,1)-averm);
                    SXY(j-1,j-1+k)=SXY(j-1,j-1+k)+temp(i);
                    i=i+1;
                end;
                rXY(j-1,j-1+k)=SXY(j-1,j-1+k)/sqrt(SXXM*SXXM);
            end;
        end;
    end;
end;

```

```

        else;
            for i=1:n;
                temp(i)=(V(i,j)-aver(j))*(M(i,1)-averm);
                SXY(j-1,j-1+k)=SXY(j-1,j-1+k)+temp(i);
                i=i+1;
            end;
            rXY(j-1,j-1+k)=SXY(j-1,j-1+k)/sqrt(SXX(j)*SXXM);
        end;
    end;
    rXY(j-1+k,j-1)=rXY(j-1,j-1+k);
    k=k+1;
end;
j=j+1;
end;
rXY

Vt=V';

P1=Vt*V;

verif=det(P1)

I=inv(P1);

P2=Vt*M;

Cchap=I*P2;

% Affichage des coefficients
beta0=Cchap(1,1)
betaB=Cchap(2,1)
betaI=Cchap(3,1)
betaF=Cchap(4,1)
betaCONSCA=Cchap(5,1)
betaYf=Cchap(6,1)

% M ajusté
Mchap=V*Cchap;

```

```

% Epsilon
Echap=M-Mchap;

% Calcul du coefficient de corrélation multiple R2
rhaut=0;
for i=1:n;
    temp(i)=(Mchap(i,1)-averm)^2;
    rhaut=rhaut+temp(i);
    i=i+1;
end;

rbas=0;
for i=1:n;
    temp(i)=(M(i,1)-averm)^2;
    rbas=rbas+temp(i);
    i=i+1;
end;

R2=rhaut/rbas

% Calcul des t-value
Echapt=Echap';
RSS=Echapt*Echap;
sigma=sqrt(RSS/(n-(p+1)));
D=diag(I);

for j=1:p+1;
    STerror(j)=sigma*sqrt(D(j,1));
    tvalue(j)=Cchap(j,1)/STerror(j);
    j=j+1;
end;

% Affichage des resultats
tvalue0=tvalue(1)
tvalueB=tvalue(2)
tvalueI=tvalue(3)
tvalueF=tvalue(4)
tvalueCONSCA=tvalue(5)
tvalueYf=tvalue(6)

```

ANNEXE III
NOMENCLATURE DES COURANTS DANS LA SIMULATION

Tableau III.1: Description des courants de la simulation

N°	type	description	origine	destination
P1	pâte	pâte fraîche	caisse à pâte	silo de la machine
P2	pâte	pâte diluée	silo de la machine	épurateurs prim.
P3	pâte	rejets des ép. prim.	épurateurs prim.	épurateurs second.
P4	pâte	acceptés des ép. prim.	épurateurs prim.	désaérateur
P5	pâte	pâte désaérée	désaérateur	tamis primaire
P6	pâte	débord. désaérateur	désaérateur	silo de la machine
P7	pâte	acceptés ép. second.	épurateurs second.	silo de la machine
P8	pâte	P6 + P7	-	silo de la machine
P9	pâte	acceptés tamis sec.	tamis secondaires	silo de la machine
P10	pâte	retour C.A.	caisse d'arrivée	désaérateur
P11	pâte	rejets tamis primaires	tamis primaires	tamis secondaires
P12	pâte	acceptés tamis prim.	tamis primaires	caisse d'arrivée
P13	pâte	pâte sortant C.A.	caisse d'arrivée	formation
P14	pâte	rognures bout humide	formation	fosse sous cyl. asp.
P15	pâte	rognures bout sec	bobineuse	fosse sous bob.
F1	feuille	feuille après sabot	sabot de formation	caisse aspirante
F2	feuille	feuille après cais. asp.	caisse aspirante	1 ^{er} cylindre asp.
F3	feuille	feuille après 1 ^{er} cyl.	1 ^{er} cylindre asp.	2 ^{ème} cylindre asp.
F4	feuille	feuille après 2 ^{ème} cyl.	2 ^{ème} cylindre asp.	zone des rog. hum.
F5	feuille	feuille après rognures hum.	zone des rog. hum.	zone des presses
F6	feuille	feuille après 1 ^{ère} presse	zone de formation	2 ^{ème} presse
F7	feuille	feuille après 2 ^{ème} presse	2 ^{ème} presse	3 ^{ème} presse
F8	feuille	feuille après 3 ^{ème} presse	3 ^{ème} presse	sècherie
F9	feuille	feuille après sècherie	sècherie	zone des rog. sec.
F10	feuille	papier fini	zone des rog. sec.	emballage
EB1	EB	EB de dilution	silo de la machine	pompe volum. 1
EB2	EB	EB totale drainée au sabot	sabot de formation	bacholles 16 et 17
EB3	EB	EB drainée au sabot toile 2	sabot de formation	bacholle 17
EB4	EB	EB drainée au sabot toile 1	sabot de formation	bacholle 16
EB5	EB	EB drainée à la caisse asp.	caisse aspirante	puits d'étanchéité
EB6	EB	EB drainée par haut 1 ^{er} cyl.	1 ^{er} cylindre asp.	bacholle 18
EB7	EB	EB drainée par bas 1 ^{er} cyl.	1 ^{er} cylindre asp.	bacholle 3
EB8	EB	EB drainée au 2 ^{ème} cyl.	2 ^{ème} cylindre asp.	bacholle 4
EB9	EB	EB drainée 1 ^{ère} presse	1 ^{ère} presse	bacholle 12
EB10	EB	EB drainée 2 ^{ème} presse	2 ^{ème} presse	bacholle 9
EB11	EB	EB drainée 3 ^{ème} presse	3 ^{ème} presse	bacholle 10

Tableau III.1 (suite)

N°	type	description	origine	destination
V1	vapeur	vapeur retirée sècherie	sècherie	atmosphère
EB12	EB	EB puit vers silo	puits d'étanchéité	silo de la machine
EB13	EB	débordement silo	silo de la machine	cuvier EB machine
EB14	EB	sortie bacholle 3	bacholle 3	puits d'étanchéité
EB15	EB	débord. 2 ^{ème} compart puit	2 ^{ème} compart. puit	3 ^{ème} compart. puit
EB16	EB	sortie bacholle 18	bacholle 18	puits d'étanchéité
EB17	EB	débord. 1 ^{er} compart. puit	1 ^{er} compart. puit	2 ^{ème} compart puit
EB18	EB	sortie bacholle 4	bacholle 4	puits d'étanchéité
EB19	EB	sortie bacholle 1	bacholle 1	bacholle 2
EB20	EB	sortie bacholle 2	bacholle 2	cuvier EB machine
EB21	EB	sortie bacholle 9	bacholle 9	fosse sous cyl. asp.
EB22	EB	sortie bacholle 13	bacholle 13	fosse sous cyl. asp.
EB23	EB	sortie bacholle 12	bacholle 12	fosse sous cyl. asp.
EB24	EB	sortie bacholle 11	bacholle 11	fosse sous cyl. asp.
EB25	EB	sortie bacholle 19	bacholle 19	fosse sous cyl. asp.
EB26	EB	sortie bacholle 10	bacholle 10	fosse sous cyl. asp.
EB27	EB	sortie boîte vide 1 f. pren.	boîte à vide n° 15	sépar. f. preneur
EB28	EB	sortie boîte vide 2 f. pren.	boîte à vide n° 5	sépar. f. preneur
EB29	EB	sortie boîte vide 3 ^{ème} f.	boîte à vide n° 7	sépar. 3 ^{ème} feutre
EB30	EB	sortie boîte vide f. inf.	boîte à vide n° 8	sépar. feutre inf.
EB31	EB	EB siphonnée au silo	silo de la machine	addition de pâtes

ANNEXE IV
DÉVELOPPEMENT DE LA SIMULATION

Données d'entrée

dx -1.8 dy 0.8 x -252.5 y 851.6

File Polygon Insert Text Redrew Set View Zoom What Adjust Delete

Entree des donnees

vitesse enrouleuse (m/min)

vitesse 1^{er} rouleau aspirant (m/min)

vitesse aux presses (m/min)

vitesse jet / vitesse 1^{er} roul. asp. (n')

largeur caisse d'arrivée (m)

ouverture lèvres caisse d'arrivée (m)

consistance pâte fraîche (C_{pi})

fraction de fines de pâte fraîche

température de pâte fraîche (degrés Celsius)

dosage de bentonite (B) (kg/t de recyclé)

Démarrer Microsoft Word - annex4.d... Working Drawing mode: VAL2... 11:32

Figure IV.1: Entrée des données (CADSIM® Plus PAPDYN®).

Modules: signaux logiquesSpécifications:

vitesse enrouleuse ($V_{\text{enrouleuse}}$) = 1153,6 m/min
 vitesse 1^{er} rouleau aspirant ($V_{\text{1er roul. asp.}}$) = 1113,6 m/min
 vitesse aux presses (V) = 1123 m/min
 vitesse jet / vitesse 1^{er} roul. asp. (n') = 1,05508
 largeur caisse d'arrivée (L_{CA}) = 8,68 m
 ouverture lèvres caisse d'arrivée (OL_{CA}) = 0,00952 m
 consistance pâte fraîche (C_{pi}) = 3 %
 fraction de fines dans pâte fraîche (Yf_{pi}) = 0,3
 dosage de bentonite (B) = 0 kg/t de recyclé
 dosage de cofacteur (I) = 130 cm³/min
 dosage de floculant (F) = 12 L/min
 rétention fibres longues au sabot (R_{sabot}^1) = 97,25 %
 pression linéaire 1^{ère} presse (Pl_1) = 84 kN/m
 pression linéaire 2^{ème} presse (Pl_2) = 102,5 kN/m
 pression linéaire 3^{ème} presse (Pl_3) = 119 kN/m

Silo de la machine

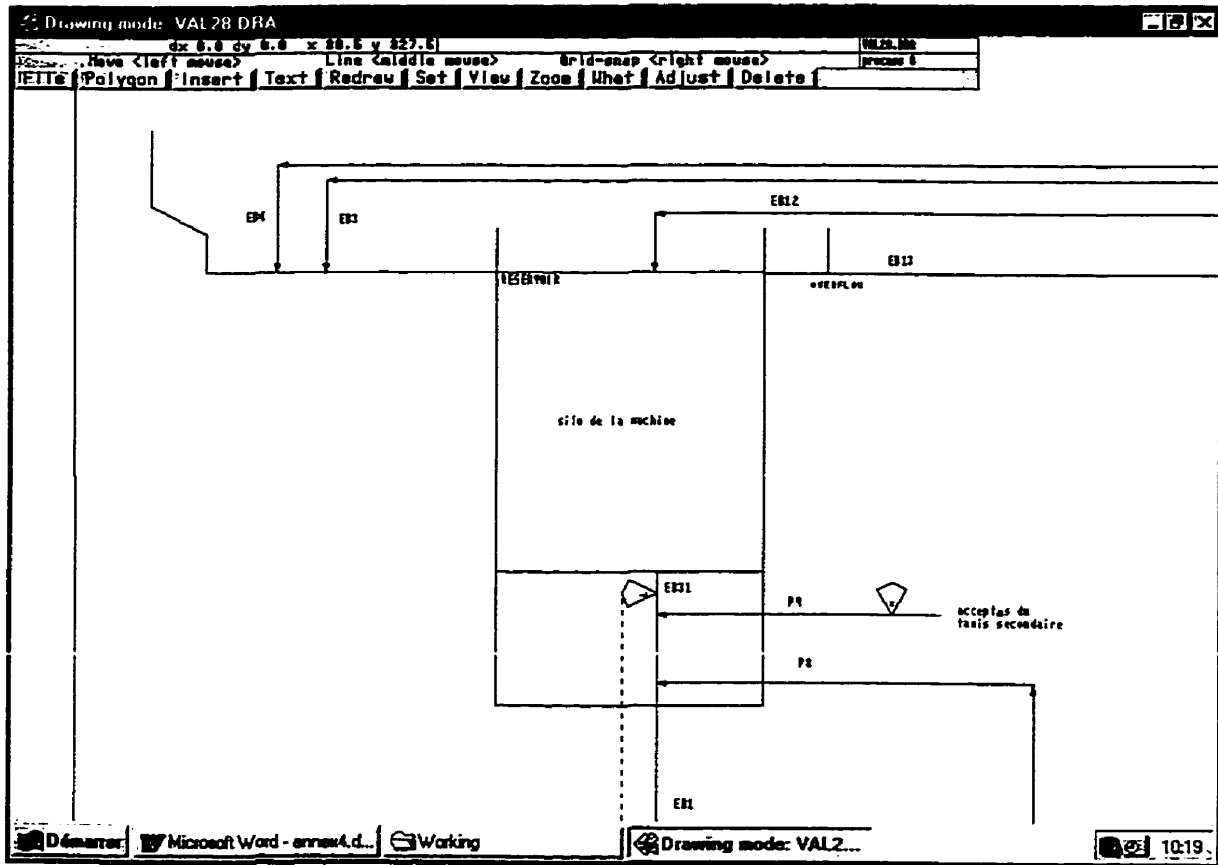


Figure IV.2: Silo de la machine (CADSIM® Plus PAPDYN®).

Entrées: EB3, EB4, EB12, P8 (=P6+P7), P9

Sorties: EB13, EB1

Module: RÉSERVOIR avec OVERFLOW
 volume max.: 62 m³
 volume initial: 62 m³

Spécifications: courant P9: $E_{P9} = 8579$ t/d
 $I_{P9} = 33,5$ t/d
 $f_{P9} = 59,5$ t/d
 courant P7: $E_{P7} = 55692$ t/d
 $I_{P7} = 172$ t/d
 $f_{P7} = 325$ t/d

courant EB31: le débit total est régulé par un contrôleur.

paramètres du contrôleur: variable mesurée: D_{P2}
 variable manipulée: D_{EB31}
 consigne: 189850 t/d
 gain: 0,008

constante d'intégration: 10
constante dérivée: 0
sortie min.: 0
sortie max.: 300 000
changement max.: 50 000
sortie initiale: 81191,5 t/d

Épurateurs primaires

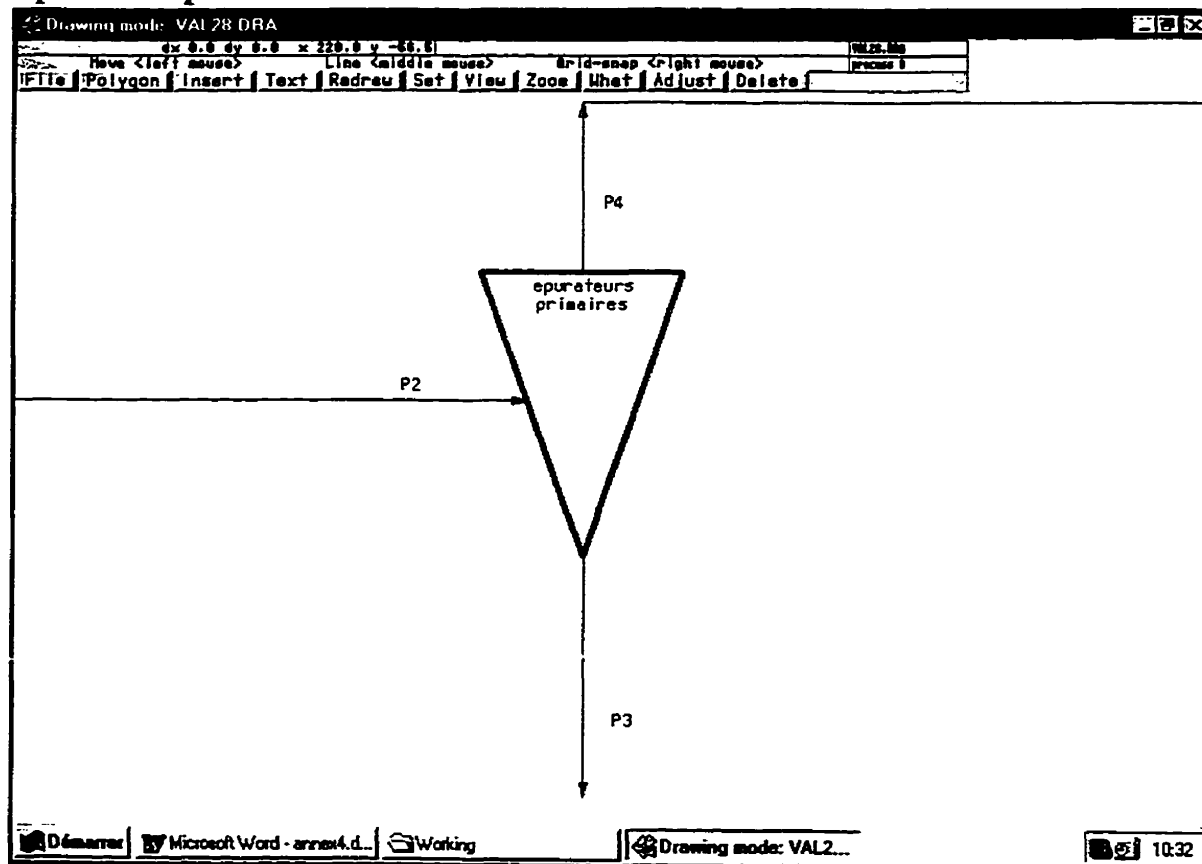


Figure IV.3: Épurateurs primaires (CADSIM® Plus PAPDYN®).

Entrées: P2

Sorties: P3, P4

Module: boîte noire

Spécifications:

courant P3:

$$E_{P3} = 0,15 * E_{P2}$$

$$l_{P3} = 0,185 * l_{P2}$$

$$f_{P3} = 0,168 * f_{P2}$$

Désaérateur

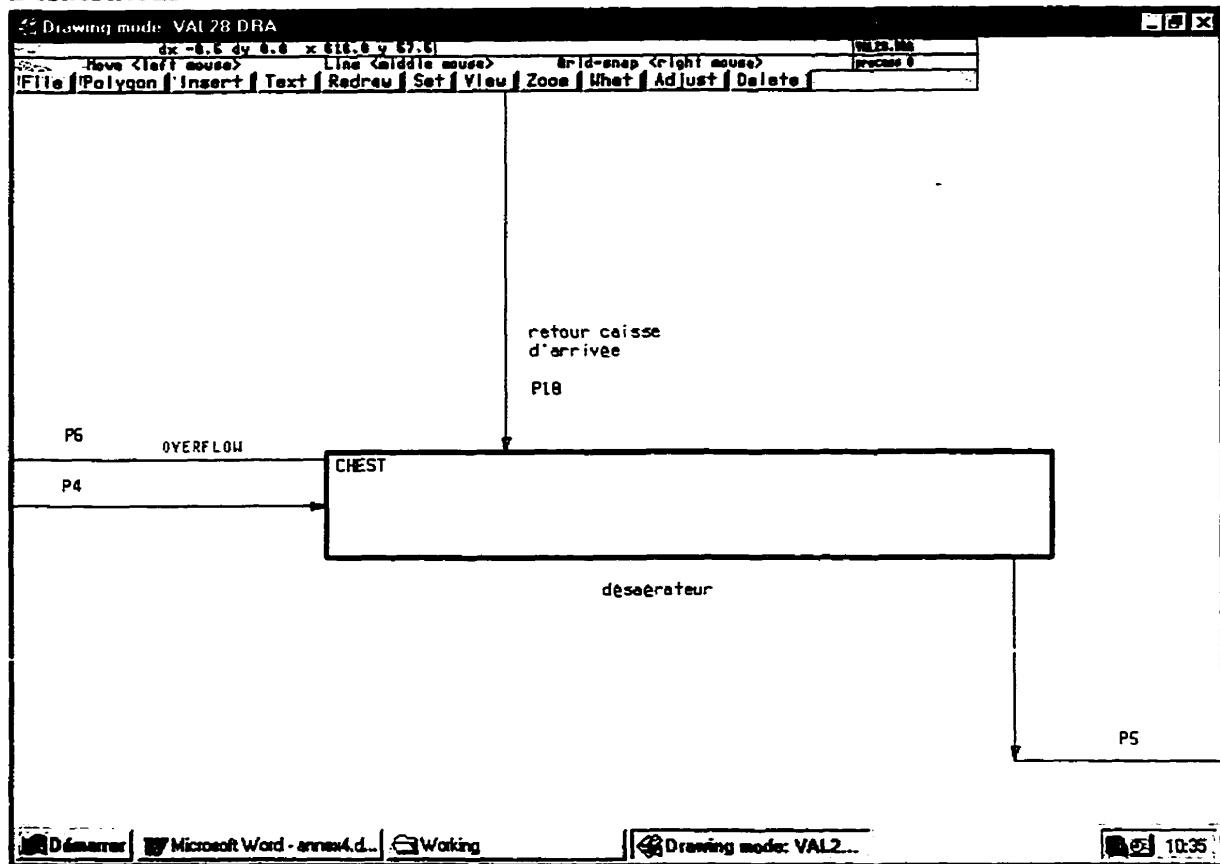


Figure IV.4: Désaérateur (CADSIM® Plus PAPDYN®).

Entrées: P4, P10

Sorties: P5, P6

Module: RÉSERVOIR avec OVERFLOW
 volume max.: 19 m³
 volume initial: 19 m³

Spécifications: courant P5: $D_{P5} = 163\,557\text{ t/d}$

Tamis primaire

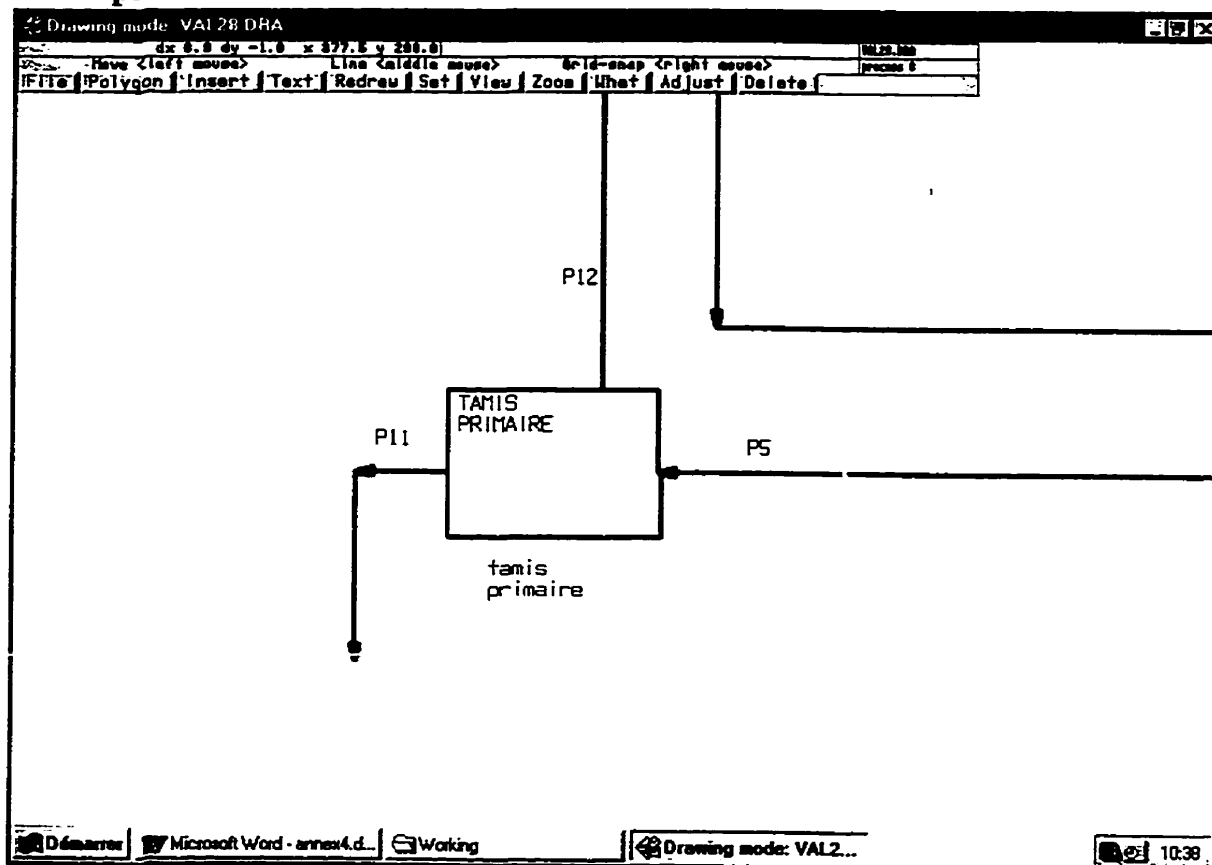


Figure IV.5: Tamis primaire (CADSIM® Plus PAPDYN®).

Entrées: P5

Sorties: P11, P12

Module: boîte noire

Spécifications: courant P11: $E_{P11} = 0,01172 * E_{P5}$
 $I_{P11} = 0,0174 * I_{P5}$
 $f_{P11} = 0,0126 * f_{P5}$

Caisse d'arrivée

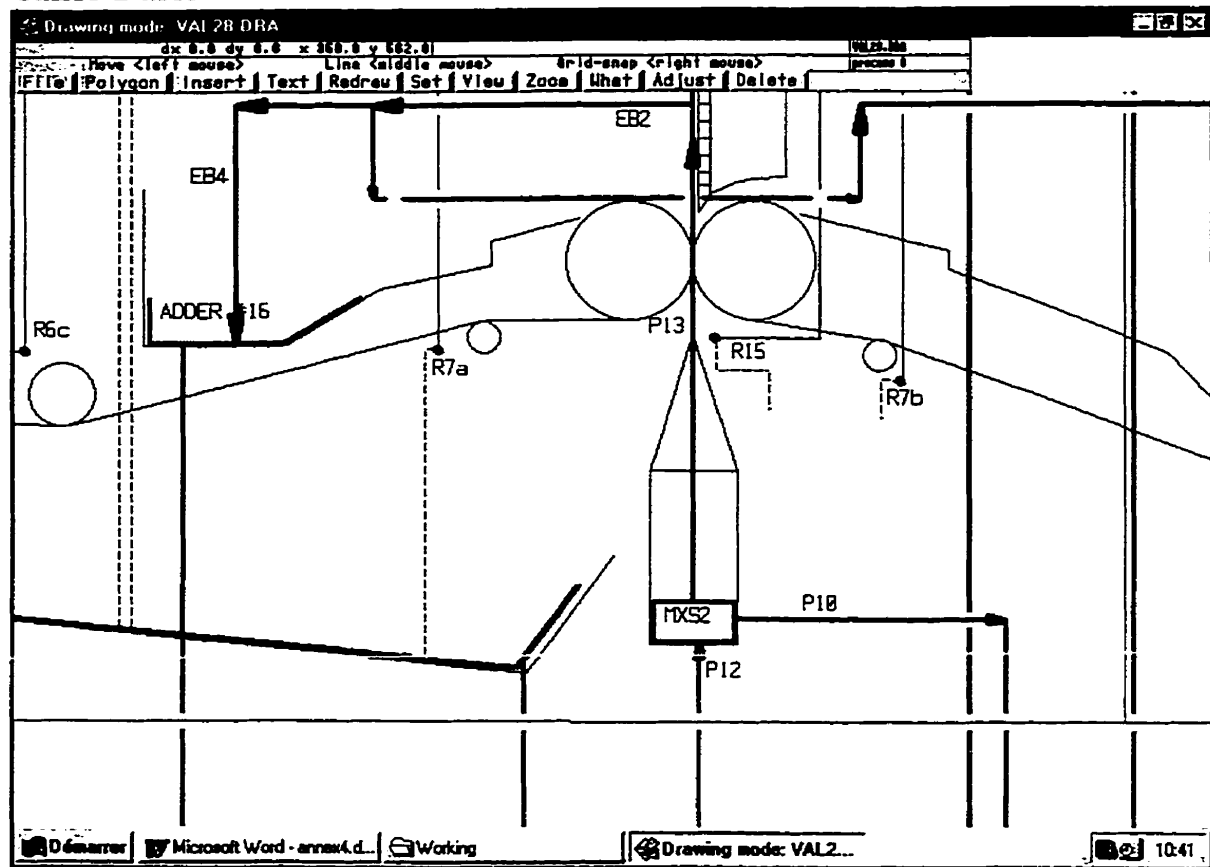


Figure IV.6: Caisse d'arrivée (CADSIM® Plus PAPDYN®).

Entrées: P12

Sorties: P10, P13

Module: boîte noire

Spécifications:

courant P13: $n' = (V_{CA}) / (V_{1er\ cyl.\ asp.})$
 $V_{CA} (m/min) = n' * V_{1er\ cyl.\ asp.}$
 $S_{CA} (m^2) = L_{CA} * OL_{CA}$
 $D_{P13} (t/j) = V_{CA} * S_{CA} * 1440$

Sabot de formation

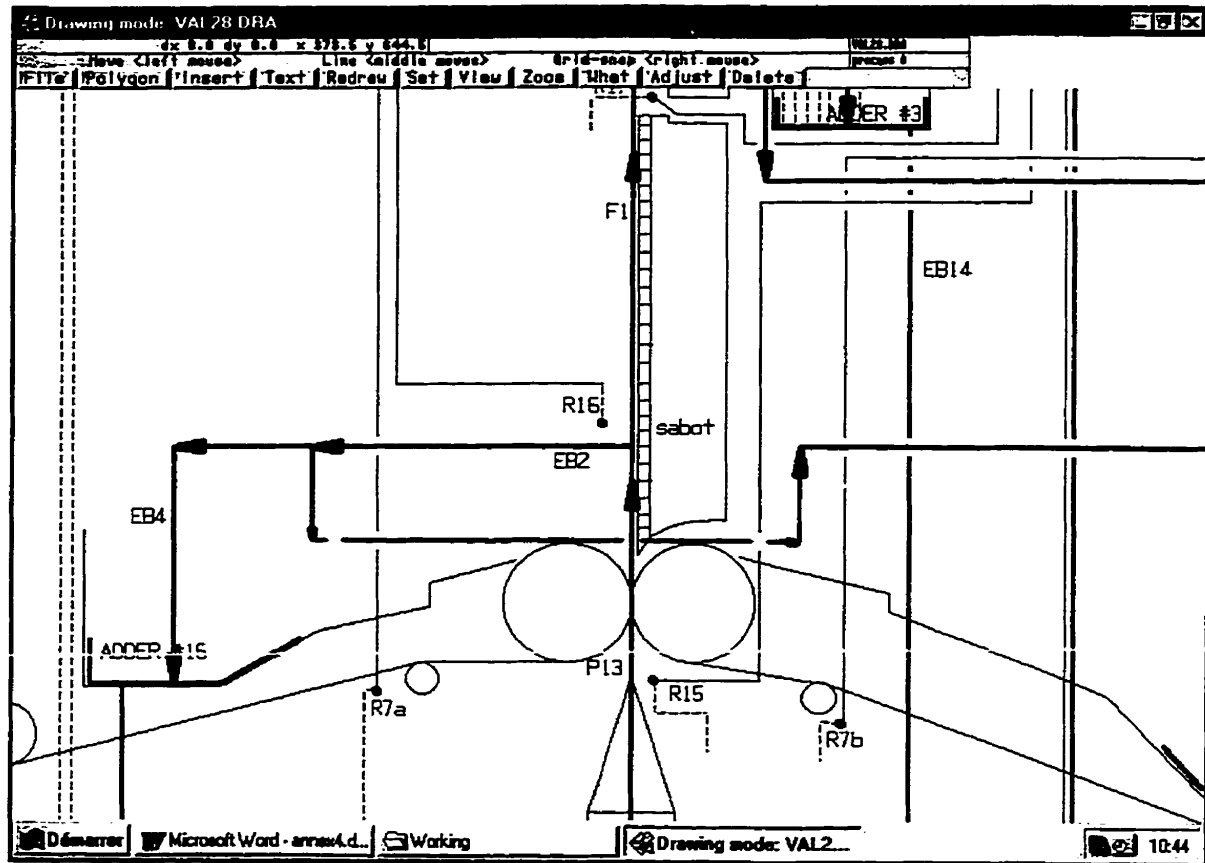


Figure IV.7: Sabot de formation (CADSIM® Plus PAPDYN®).

Entrées: P13

Sorties: EB2, F1

Module: boîte noire

Spécifications:

courant F1: $R_{\text{sabot}}^f (\%) = 27,685 + 0,312 \cdot B + 0,03 \cdot I + 1,129 \cdot F$
avec B en kg/t recyclé, I en cm³/min, F en L/min
 $f_{F1} = R_{\text{sabot}}^f / 100 \cdot f_{P13}$
 $R_{\text{sabot}}^l = 97,25 \%$
 $I_{F1} = R_{\text{sabot}}^l / 100 \cdot I_{P13}$
courant EB2: $Dr_{\text{sabot}} (\%) = -1,4156 \cdot R_{\text{sabot}}^l + 159,84$
 $E_{EB2} = Dr_{\text{sabot}} / 100 \cdot E_{P13}$

Caisse aspirante et 1^{er} cylindre aspirant

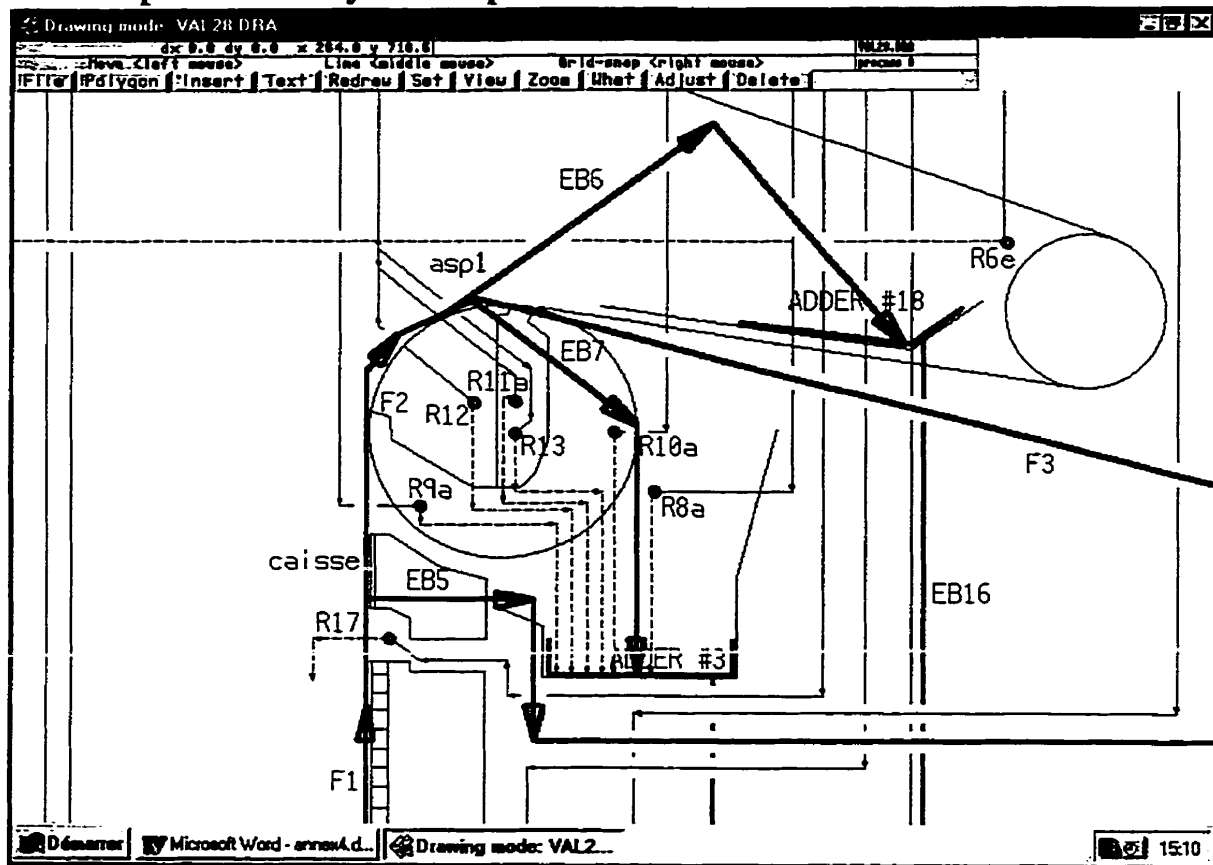


Figure IV.8: Caisse et 1^{er} cylindre aspirant (CADSIM® Plus PAPDYN®).

1-Caisse aspirante:

Entrées: F1

Sorties: EB5, F2

Module: boîte noire

Spécifications:

$$\begin{aligned} \text{courant F2: } I_{F2} &= I_{F1} \\ R_{\text{caisse}}^f (\%) &= 0,6952 * R_{\text{sabot}}^f + 46,372 \\ f_{F2} &= R_{\text{caisse}}^f / 100 * f_{F1} \\ \text{courant EB5: } Dr_{\text{caisse}} (\%) &= 0,2899 * R_{\text{sabot}}^t + 7,349 \\ E_{EB5} &= Dr_{\text{caisse}} / 100 * E_{F1} \end{aligned}$$

2-1^{er} cylindre aspirant:

Entrées: F2

Sorties: F3, EB6, EB7

Module: boîte noire

Spécifications:

$$\begin{aligned} \text{courant EB6: } R_{\text{1er cyl haut}}^f (\%) &= 0,3476 * R_{\text{sabot}}^f + 59,042 \\ f_{EB6} &= (100 - R_{\text{1er cyl haut}}^f) / 100 * f_{F2} \end{aligned}$$

$$E_{EB6} = 0,3364 * E_{F2}$$

$$l_{EB6} = 0 \text{ t/d}$$

$$\text{courant EB7: } R_{1er\ cyl\ bas}^f (\%) = 0,3476 * R_{sabot}^f + 65,082$$

$$f_{EB7} = (100 - R_{1er\ cyl\ bas}^f) / 100 * f_{F2}$$

$$Dr_{1er\ cyl\ bas} (\%) = 0,1546 * R_{sabot}^f + 41,11$$

$$E_{EB7} = Dr_{1er\ cyl\ bas} / 100 * E_{F2}$$

$$l_{EB7} = 0 \text{ t/d}$$

2^{ème} cylindre aspirant

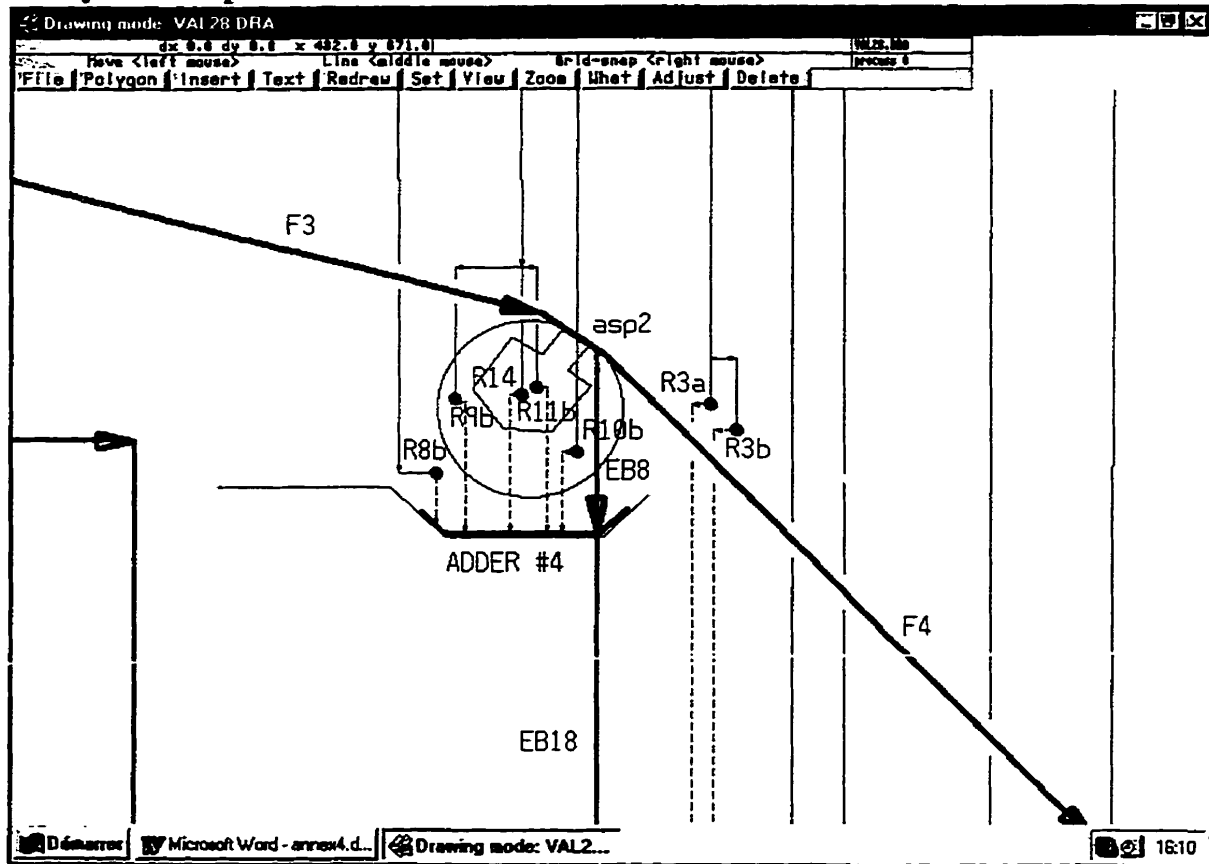


Figure IV.9: 2^{ème} cylindre aspirant (CADSIM® Plus PAPDYN®).

Entrées: F3

Sorties: F4, EB8

Module: boîte noire

Spécifications:

courant F4: $R_{2^{\text{ème cyl}}}^f (\%) = 0,1159 * R_{\text{sabot}}^f + 91,54$

$$f_{F4} = R_{2^{\text{ème cyl}}}^f / 100 * f_{F3}$$

$$I_{F4} = I_{F3}$$

courant EB8: $Dr_{2^{\text{ème cyl}}} (\%) = 0,0966 * R_{\text{sabot}}^f + 20,456$

$$E_{EB8} = Dr_{2^{\text{ème cyl}}} / 100 * E_{F3}$$

Rognures au bout humide

Spécifications: courant P14: $D_{P14} = 0,0327 * D_{F4}$

Presses

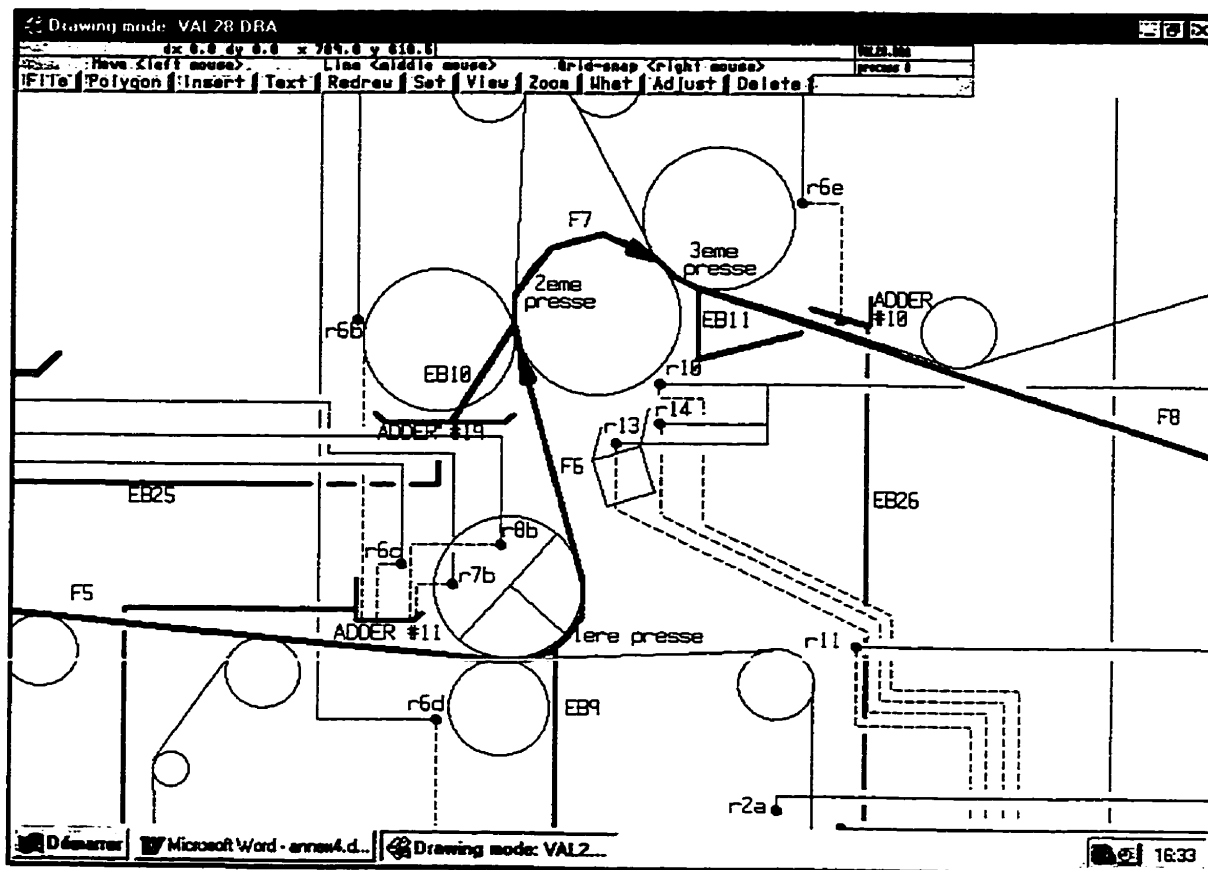


Figure IV.10: Presses (CADSIM® Plus PAPDYN®).

1^{ère} presseEntrées: F5Sorties: F6, EB9Module: boîte noireSpécifications:

courant EB9: $m_{F5} = (100 - C_{F5}) / C_{F5}$
 $fp_1 = A * m_{F5}^{(n+1)}$
avec $A = 0,00534 \text{ (kPa.s)}^{-1}$
 $n = 3,28$
 $m_{F6} = (n * fp_1 / m_{F5} * Pl_1 / V + 1)^{(-1/n)} * m_{F5}$
avec $Pl_1 = 84 \text{ kN/m}$
 $V = 18,72 \text{ m/s}$
 $C_{F6} = 100 / (1 + m_{F6})$
 $l_{F6} = l_{F5}$
courant EB9: $C_{EB9} = 0,3 \%$

2^{ème} presse**Entrées:** F6**Sorties:** F7, EB10**Module:** boîte noire**Spécifications:**

courant F7: $fp_2 = A * m_{F6}^{(n+1)}$
 $m_{F7} = (n * fp_2 / m_{F6} * Pl_2 / V + 1)^{(-1/n)} * m_{F6}$
 avec $Pl_2 = 102,5 \text{ kN/m}$
 $C_{F7} = 100 / (1 + m_{F7})$
 $l_{F7} = l_{F6}$

courant EB10: $C_{EB10} = 0,3 \%$

3^{ème} presse**Entrées:** F7**Sorties:** F8, EB11**Module:** boîte noire**Spécifications:**

courant F8: $fp_3 = A * m_{F7}^{(n+1)}$
 $m_{F8} = (n * fp_3 / m_{F7} * Pl_3 / V + 1)^{(-1/n)} * m_{F7}$
 avec $Pl_3 = 119 \text{ kN/m}$
 $C_{F8} = 100 / (1 + m_{F8})$
 $l_{F8} = l_{F7}$

courant EB11: $C_{EB11} = 0,3 \%$

Sècherie

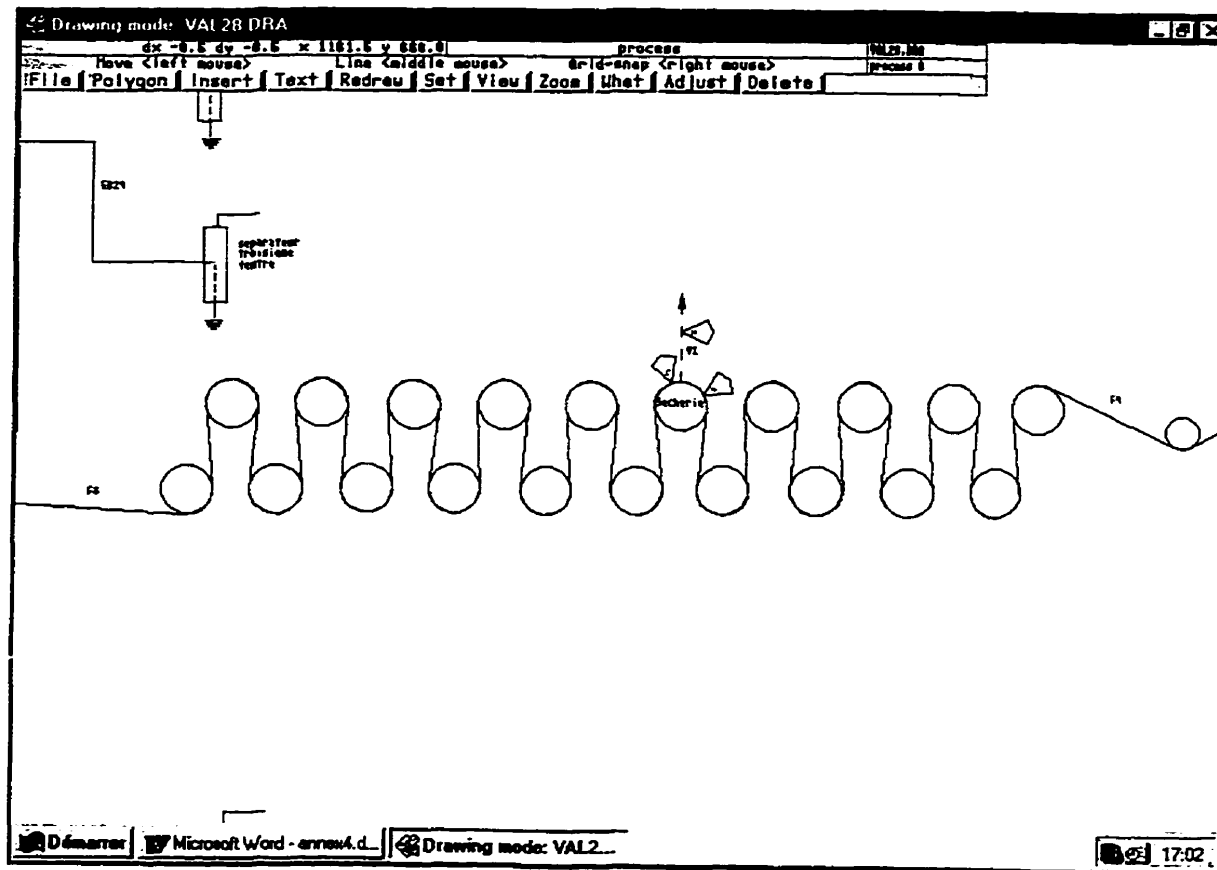


Figure IV.11: Sècherie (CADSIM® Plus PAPDYN®).

Entrée: F8Sorties: F9, V1Module: boîte noireSpécifications:courant F9: $C_{F9} = 91\%$ courant V1: $f_{V1} = 0 \text{ t/d}$ $l_{V1} = 0 \text{ t/d}$

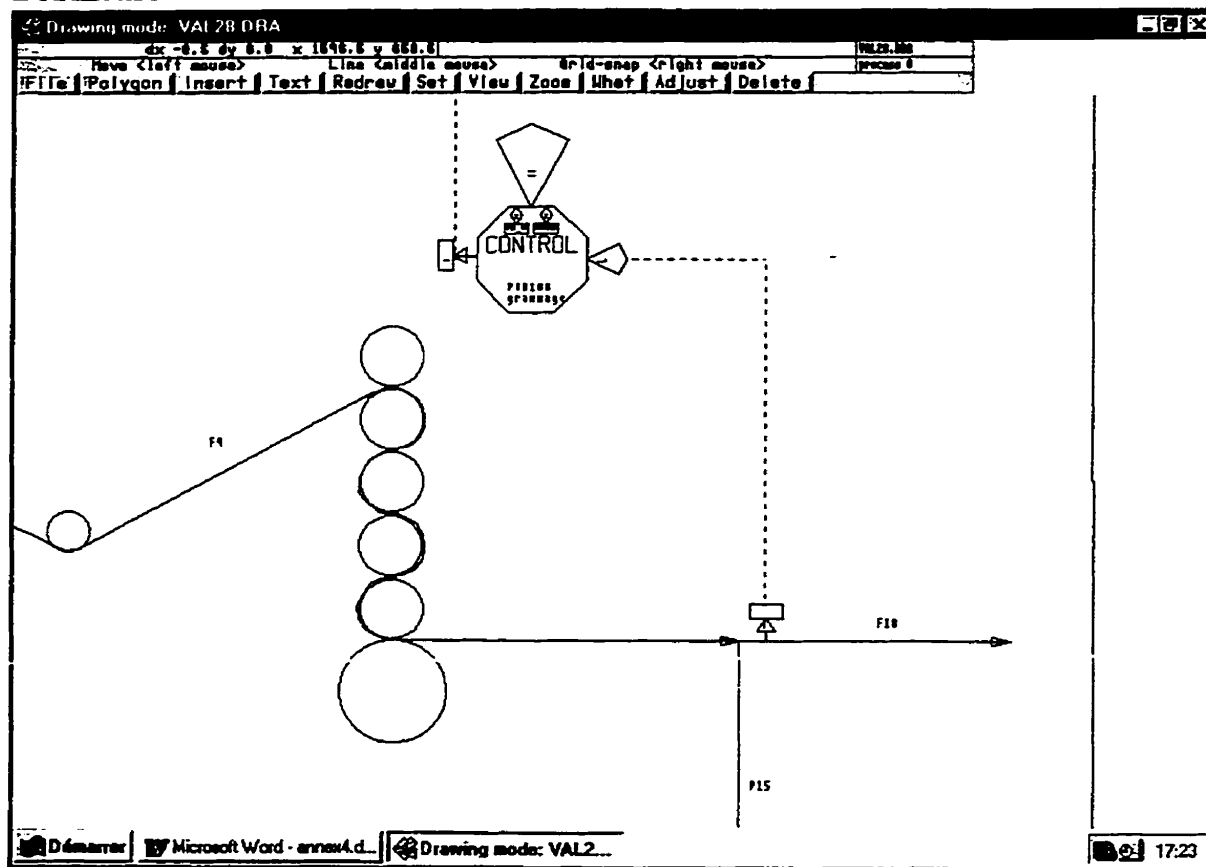
Bobineuse

Figure IV.12: Bobineuse (CADSIM® Plus PAPDYN®).

Entrées: F9Sorties: P15, F10Module: diviseur et contrôleurSpécifications:courant P15: $D_{P15} = 0,038222 * D_{F9}$

contrôleur de grammage:

variable mesurée = D_{F10} variable manipulée = D_{P1}

consigne = 691 t/d

gain = 4

constante d'intégration = 8

constante dérivée = 0

sortie min. = 0

sortie max. = 50000

changement max. = 10000

sortie initiale = 24132 t/d

Eau des rinceurs**Spécifications:**

courant R21:	$E_{R21} = 829 \text{ t/d}$ $C_{R21} = 0 \%$
courant R22:	$E_{R22} = 2820 \text{ t/d}$ $C_{R22} = 0 \%$
Courant R23:	$E_{R23} = 6067 \text{ t/d}$ $C_{R23} = 0 \%$
Courant R24:	$E_{R24} = 12 \text{ t/d}$ $C_{R24} = 0 \%$
Courant R25:	$E_{R25} = 523 \text{ t/d}$ $C_{R25} = 0\%$
Courant R26:	$E_{R26} = 1860 \text{ t/d}$ $C_{R26} = 0\%$
Courant R27:	$E_{R27} = 0 \text{ t/d}$ $C_{R27} = 0 \%$

Puit d'étanchéité (1^{er} compartiment)

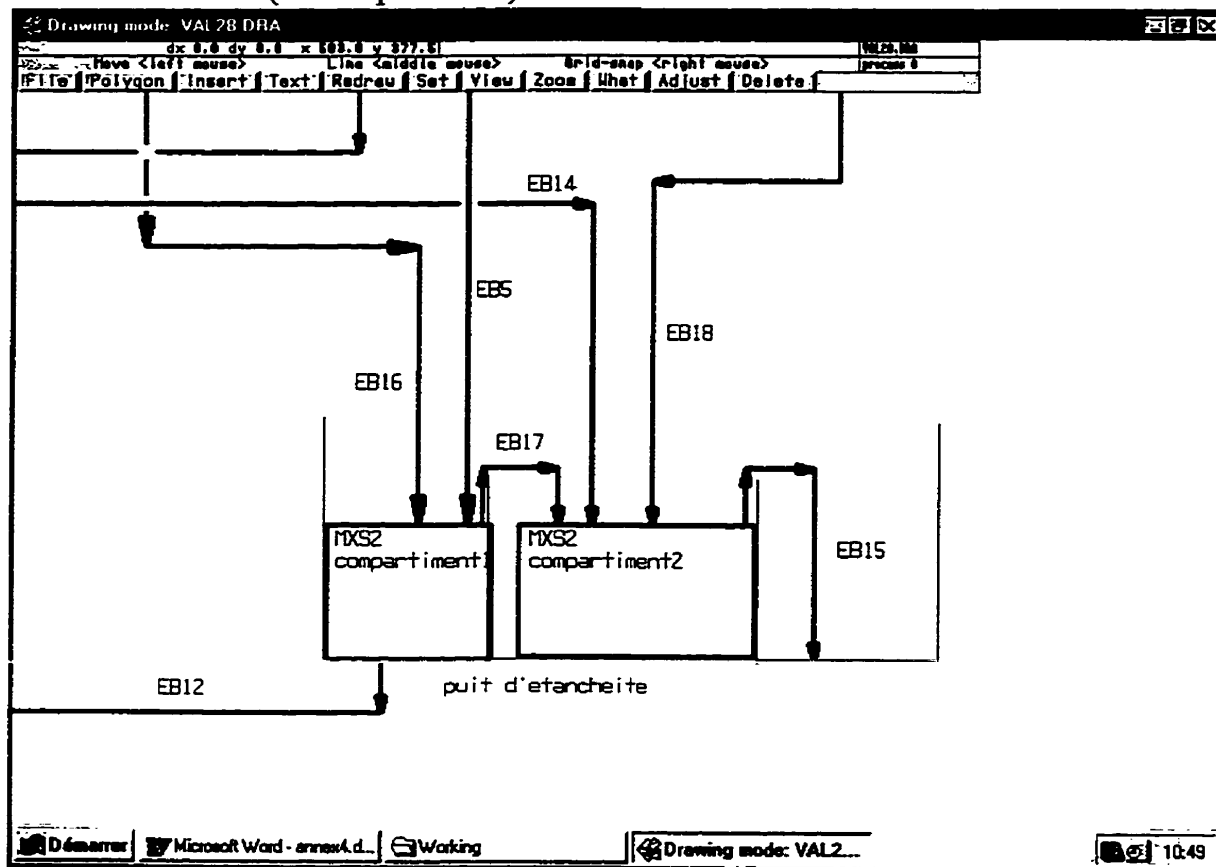


Figure IV.13: Puits d'étanchéité (CADSIM® Plus PAPDYN®).

Entrées: EB16, EB5

Sorties: EB12, EB17

Module: Mélangeur-séparateur

Spécifications: courant EB17: $D_{EB17} = 1646 \text{ t/d}$

ANNEXE V
CONVERSION D'UNITÉS DE PRESSION

V.1 Largeur de la zone de pincement

V.1.1 Pince sans feutre

V.1.1.1 Rouleau à revêtement dur associé à un rouleau à revêtement mou

$$N = \left[\frac{5,8 \times 10^{-6} \times Pl \times T_{rev} \times d1_{roul} \times d2_{roul} \times R_{rev}^{1,35}}{d1_{roul} + d2_{roul}} \right]^{0,81 \times d1_{roul}^{-0,232}} \quad (V.1)$$

avec N: largeur de la zone de pincement (pouces)
 Pl: pression linéaire appliquée à la pince (Pound per Linear Inch, PLI)
 T_{rev}: épaisseur du revêtement mou (pouces)
 R_{rev}: dureté du revêtement mou (P&J)
 d1_{roul}: diamètre du rouleau à revêtement mou (pouces)
 d2_{roul}: diamètre du rouleau à revêtement dur (pouces)

V.1.1.2 Deux rouleaux à revêtements mous

L'équation est la même que la relation V.1, à condition d'effectuer les corrections suivantes:

- diamètres des rouleaux inférieurs à 50 pouces:

R_{rev} = dureté du revêtement le plus mou (P&J) + la moitié du revêtement le plus dur (P&J)

T_{rev} = épaisseur du revêtement le plus mou (pouces) + la moitié de l'épaisseur du revêtement le plus dur (pouces)

- diamètres des rouleaux supérieurs à 50 pouces

R_{rev} = somme de la dureté des deux revêtements (P&J)

T_{rev} = somme de l'épaisseur des deux revêtements (pouces)

V.1.2 Pince à simple feutre

On doit augmenter la largeur de pince obtenue avec la relation V.1 de 10-12%.

V.1.3 Pince à double feutre

On doit augmenter la largeur de feutre obtenue avec la relation V.1 de 18-20%.

V.2 Pression appliquée à la pince

$$P = \frac{Pl}{N} \quad (V.2)$$

avec P: pression appliquée à la pince (Pound per Square Inch, PSI)
 Pl: pression linéaire appliquée à la pince (PLI)
 N: largeur de la zone de pincement (pouces)

ANNEXE VI
RINCEURS DE LA MACHINE À PAPIER

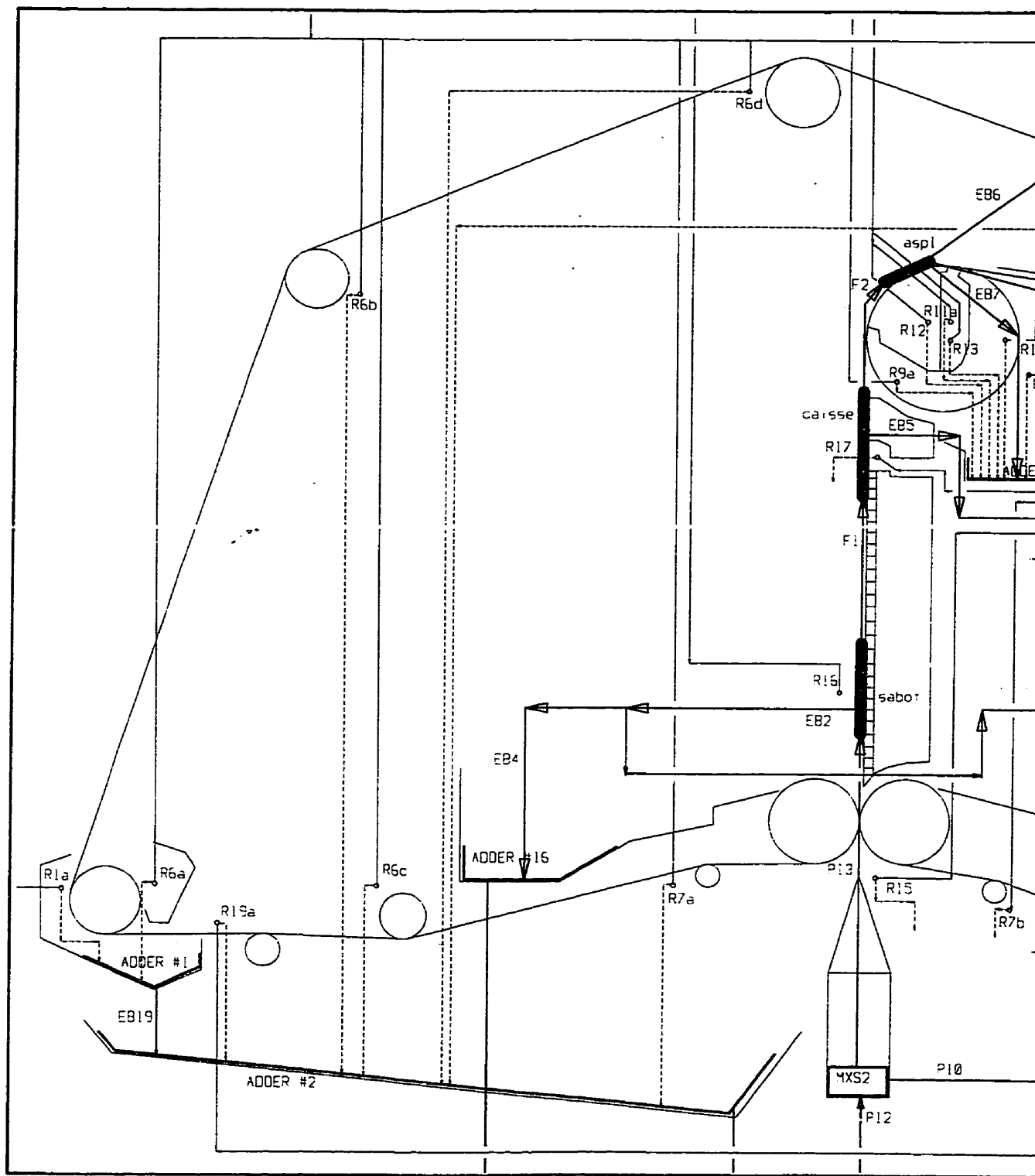
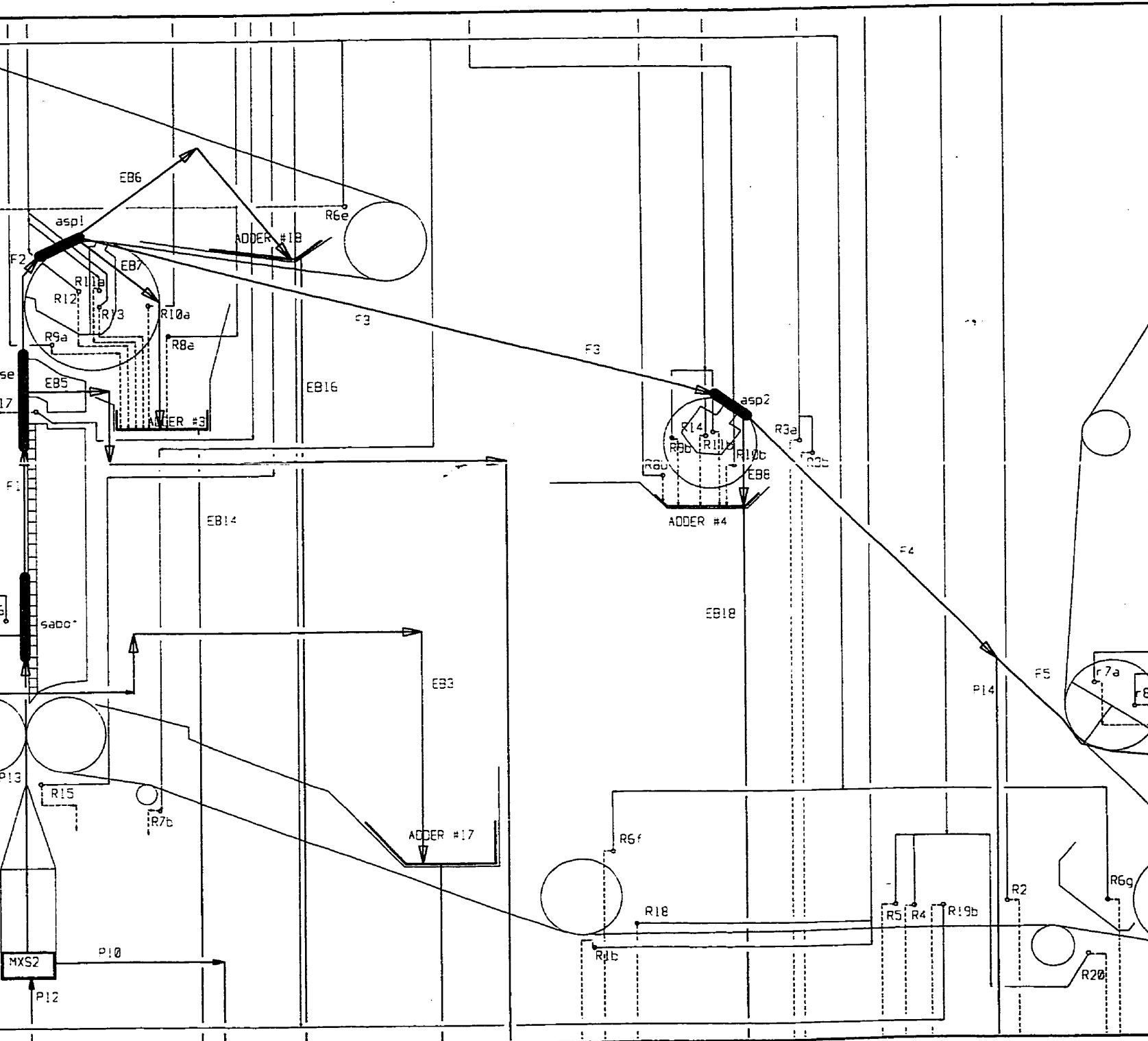


Figure VI.1: rinceurs de la zone de formation



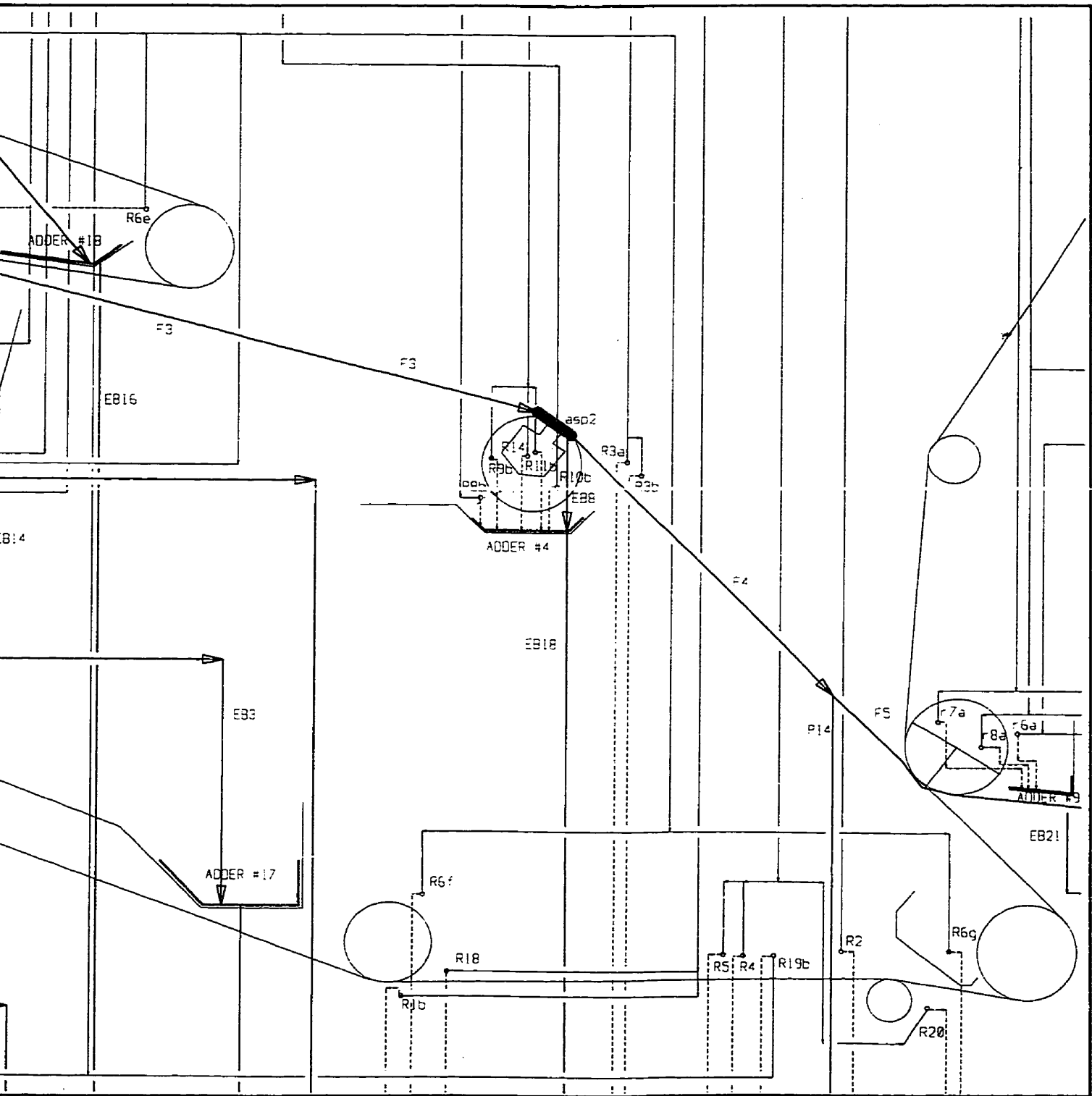


Tableau VI.1: Rinceurs de la zone de formation

FORMEUR	n°	fourn.	modèle	dia. tuyau (po)	dia. buse (po)	nbre buses	P (psi)	type eau	I/C	Débit total (t/j)	destin.
---------	----	--------	--------	-----------------------	----------------------	---------------	------------	-------------	-----	-------------------------	---------

TOILES											
nettoyage de l'extérieur toile #1	R1a	Lodding	LOD, #50 needle	6	0,04	141	300	EC	C	534	bacholle 1
nettoyage de l'intérieur toile #1	R19a	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	200	EC	C	323	bacholle 2
nettoyage de l'intérieur toile #2	R19b	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	200	EC	C	323	fosse ss cyl.
nettoyage de l'extérieur toile #2	R1b	Lodding	LOD, #50 needle	6	0,04	141	300	EC	C	534	fosse ss cyl.
inondation de la toile #2	R18	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	10	EC	C	1751	fosse ss cyl.

BORDURES ET CASSES (toile #2)											
rinceur choc de la feuille (démarrage)	R2	Lodding	LOD, #17 40° fan	6	n.d.	119	250	EBP	I	3112	fosse ss cyl.
rinceur de coupe bordure (4 rinceurs)	R3	Beloit	MH1-PG-40	0,5	0,04	1	250	EDV	C	12	fosse ss cyl.
mouillage de la bordure (2 rinceurs)	R4	Lodding	LOD, #17 40° fan	1,5	n.d.	4	80	EBP	C	118	fosse ss cyl.
rinceur choc de la bordure (2 rinc.)	R5	Lodding	LOD, #17 40° fan	1,5	n.d.	4	250	EBP	C	209	fosse ss cyl.

CYLINDRE ASPIRANT #1											
lubrification	R9a	Beloit	Spray Sys. ¼ A5-5W	1	0,125	24	20	EC	C	92	bacholle 3
nettoyage	R8a	Beloit	LOD, #50 needle	2	0,04	1	600	EC	C	6	bacholle 3
rinçage (arrêt)	R10a	Beloit	drilled	2	0,125	181	40	EC	I	1689	bacholle 3
rinçage caisse aspirante (2 rinceurs)	R11a	Beloit	Spray Sys. ½ K80SS	1,5	0,297	3	40	EC	C	523	bacholle 3
rinçage caisse à vide faible	R12	Beloit	Spray Sys. ¼ K10SS	1,5	0,104	26	5	EC	C	101	bacholle 3
rinçage caisse à vide élevé	R13	Beloit	Spray Sys. ¼ K10SS	1	0,104	10	5	EC	C	38	bacholle 3

EC: Eau Chaude (du cuvier d'eau tiède)

EBP: Eau Blanche Propre

EDV: Eau De Ville

EBPa: Eau Blanche Propre filtrée sur un filtre Albany

EB: Eau Blanche

C: Continu I: Intermittent

Tableau VI.1 (suite)

CYLINDRE ASPIRANT #2											
lubrification	R9b	Beloit	Spray Sys. ¼ A5-5W	1	0,125	24	20	EC	C	92	bacholle 4
nettoyage	R8b	Beloit	LOD. #50 needle	2	0,04	1	600	EC	C	6	bacholle 4
rinçage (arrêt)	R10b	Beloit	drilled	2	0,125	181	40	EC	I	1689	bacholle 4
rinçage de la caisse aspirante	R11b	Beloit	Spray Sys. ¼ K10SS	1,5	0,297	3	40	EC	C	262	bacholle 4
rinçage de la caisse à vide faible	R14	Beloit	Spray Sys. ¼ K10SS	1	0,104	13	5	EC	C	50	bacholle 4

ROULEAUX DIVERS											
nettoyage rouleau guideur toile #1	R6c	Beloit	Spray Sys. 1/8 K7.5SS	2	0,091	23	7	EBPa	C	79	bacholle 2
nettoyage rouleau tendeur toile #1	R6a	Beloit	Spray Sys. 1/8 K7.5SS	2	0,091	23	7	EBPa	C	79	bacholle 1
nettoyage rouleau tension toile #1	R6b	Beloit	Spray Sys. 1/8 K7.5SS	2	0,091	23	7	EBPa	C	79	bacholle 2
nettoyage rouleau de retour 1 toile #1	R6e	Beloit	Spray Sys. 1/8 K7.5SS	2	0,091	23	7	EBPa	C	79	bacholle 2
nettoyage rouleau de retour 2 toile #1	R6d	Beloit	Spray Sys. 1/8 K7.5SS	2	0,091	23	7	EBPa	C	79	bacholle 2
nettoyage rouleau guideur toile #2	R6f	Beloit	Spray Sys. 1/8 K7.5SS	2	0,091	23	7	EBPa	C	79	fosse ss cyl.
nettoyage rouleau tendeur toile #2	R6g	Beloit	Spray Sys. 1/8 K7.5SS	2	0,091	23	7	EBPa	C	79	fosse ss cyl.
nettoyage rouleau cintré toile #1	R7a	Beloit	Spray Sys. 1/8 K7.5SS	6	0,091	23	20	EBPa	C	138	bacholle 2
nettoyage rouleau cintré toile #2	R7b	Beloit	Spray Sys. 1/8 K7.5SS	6	0,091	23	20	EBPa	C	138	égout
nettoyage rouleau de lavage toile #2	R20	n.d.	n.d.	2	n.d.	n.d.	40	EB	C	196	fosse ss cyl.

CAISSE D'ARRIVÉE ET SABOT											
rinceur de la lèvre caisse d'arrivée	R15	Beloit	Spray Sys H1/8U8040	1,5	0,156	45	10	EC	C	491	égout
nettoyage du sabot	R17	Beloit	Spray Sys H1/8U8040	1,5	0,156	35	10	EC	C	381	égout
lubrification du sabot	R16	n.d.	n.d.	1	n.d.	n.d.	10	EC	I	n.d.	égout

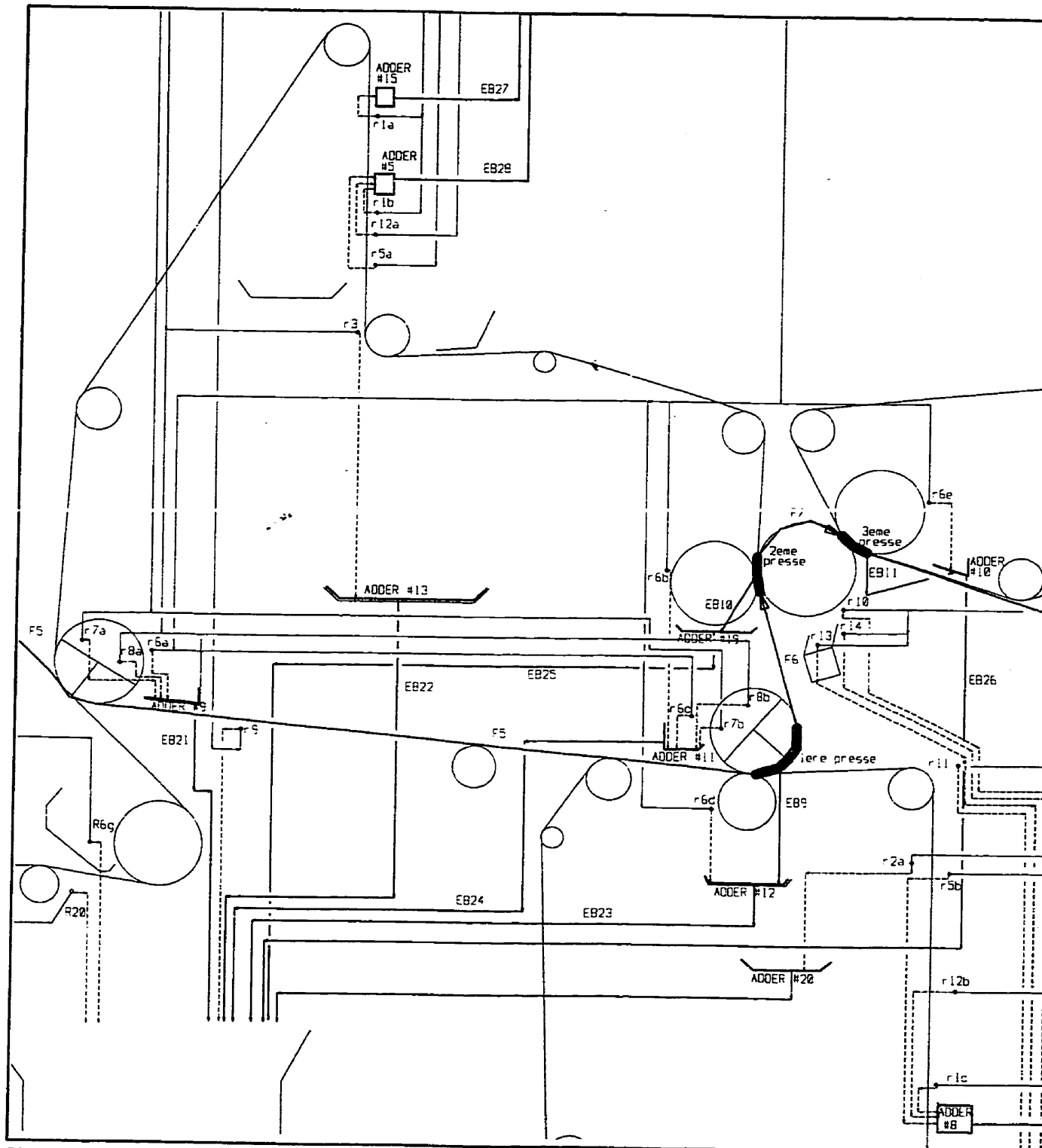
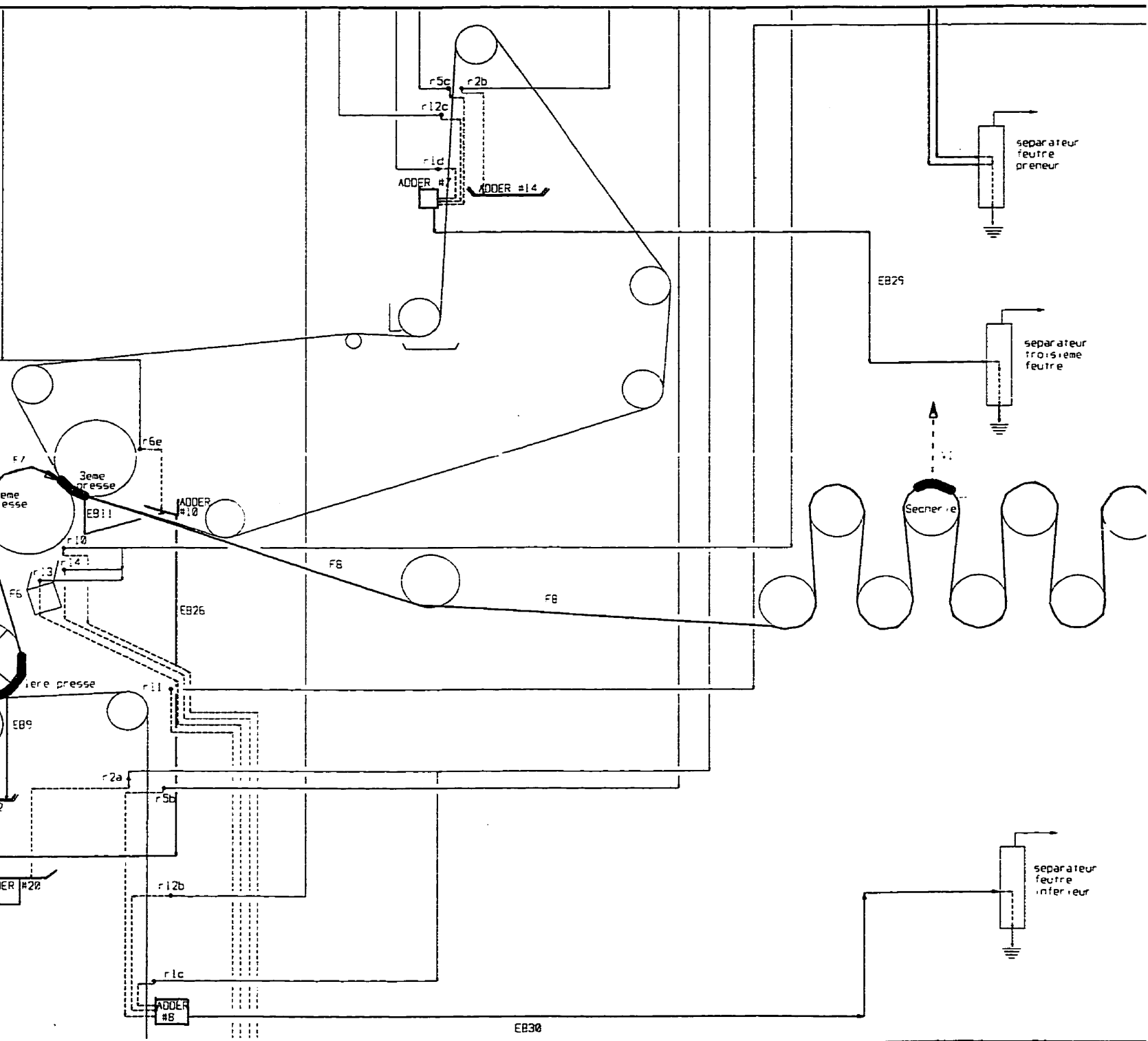


Figure VI.2: rinceurs de la section des presses



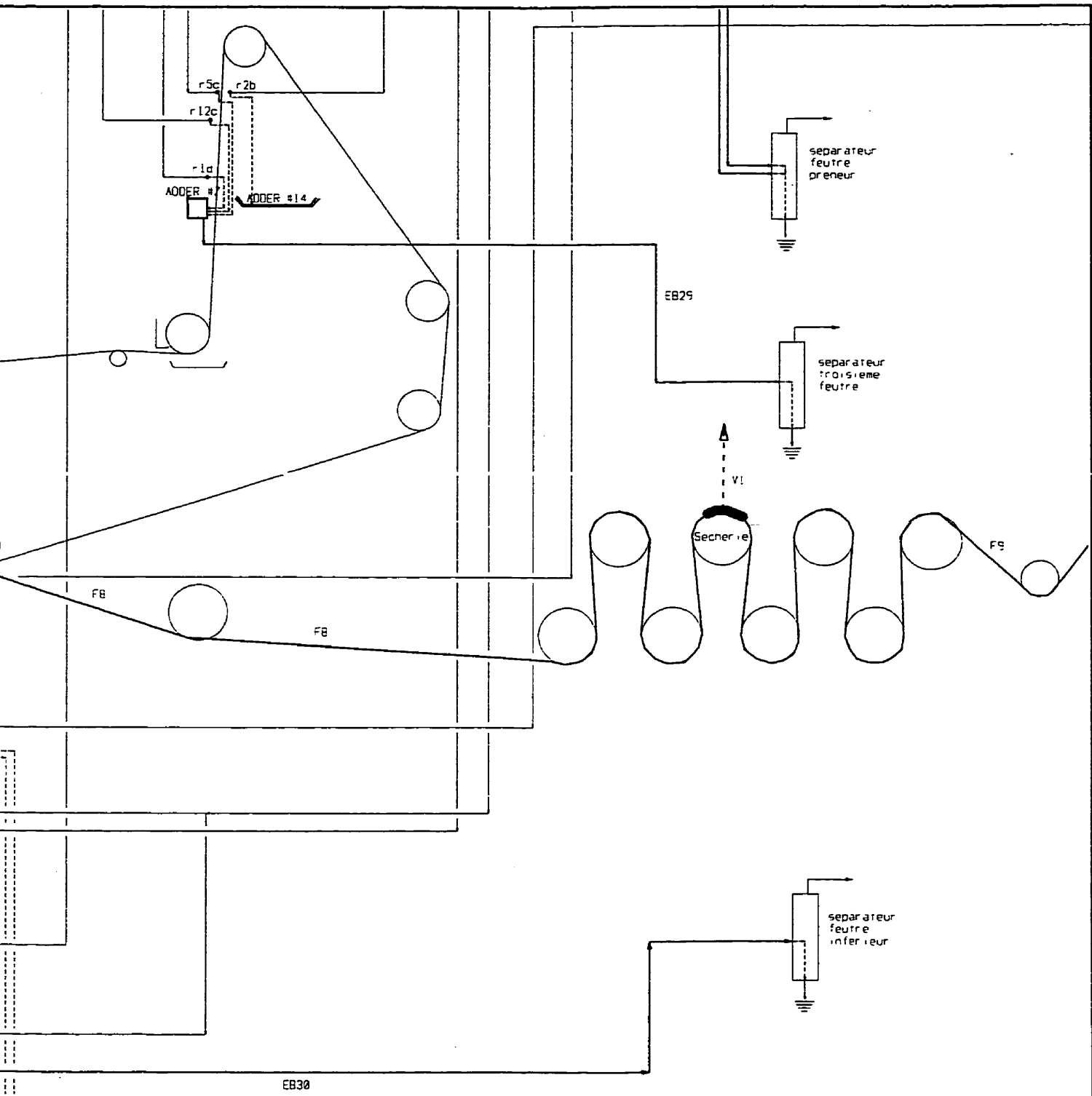


Tableau VI.2: Rinceurs de la section des presses

PRESSES	n°	fourn.	modèle	dia. tuyau (po)	dia. buse (po)	nbre buses	P (psi)	type d'eau	I/C	débit total (t/j)	destin.
---------	----	--------	--------	-----------------------	----------------------	---------------	------------	---------------	-----	-------------------------	---------

ROULEAU DIVERS											
lubrification rouleau de céramique	r10	Beloit	Spray Sys 1/8K-18	1,5	0,15	15	20	EC	C	202	fosse ss pres.
nettoyage rouleau bombé variable #1	r6d	n.d.	n.d.	6	0,04	1	500	EC	I	6	bacholle 12
nettoyage rouleau bombé variable #2	r6b	n.d.	n.d.	6	0,04	1	500	EC	I	6	bacholle 11
nettoyage rouleau bombé variable #3	r6e	n.d.	n.d.	6	0,04	1	500	EC	I	6	bacholle 10
nettoyage rouleau preneur	r6a	n.d.	n.d.	6	0,04	1	500	EC	I	6	bacholle 9
lubrification rouleau preneur	r7a	Beloit	Spray Sys ¼ K A5-5W	1,5	0,125	23	20	EC	C	84	bacholle 9
rinçage rouleau preneur (shutdown)	r8a	n.d.	Drilled	2	0,125	171	40	EC	I	2016	bacholle 9
nettoyage rouleau presse aspirant	r6c	n.d.	n.d.	6	0,04	1	500	EC	I	6	bacholle 11
lubrification rouleau presse aspirant	r7b	n.d.	Spray Sys ¼ K A5-5W	1,5	0,125	22	20	EC	C	102	bacholle 11
rinçage rouleau pres. asp. (shutdown)	r8b	n.d.	Drilled	2	0,125	173	40	EC	I	2042	bacholle 11

FEUTRE PRENEUR											
lubrification par caisse aspirante	r1a	Beloit	Spray Sys. 1/8KSS-18	2	0,141	29	10	EC	C	284	caisse asp.
lubrification par caisse aspirante	r1b	Beloit	Spray Sys. 1/8KSS-18	2	0,141	29	10	EC	C	284	caisse asp.
mouillage feutre preneur (start-up)	r3	Beloit	Spray Sys. 1/8KSS-18	6	0,141	29	40	EC	I	681	bacholle 13
nettoyage feutre preneur	r12a	Lod.	LOD. #50 needle	6	0,04	60	200	EC	C	163	caisse asp.
jet à course transversale	r5a	Lod.	LOD. #50 needle	3/8	0,04	1	300	EC	C	3	caisse asp.

FEUTRE INFÉRIEUR											
lubrification par caisse aspirante	r1c	Beloit	Spray Sys. 1/8KSS-18	2	0,141	29	10	EC	C	284	caisse asp.
mouillage feutre inférieur	r2a	Beloit	Spray Sys. 1/8KSS-18	6	0,141	16	20	EC	I	262	bacholle 20
jet à coupe transversale	r5b	Lod.	LOD. #50 needle	3/8	0,04	1	300	EC	C	3	caisse asp.
nettoyage feutre inf.	R12b	Lod.	LOD. #50 needle	6	0,04	66	200	EC	C	180	caisse asp.

Tableau VI.2 (suite)

TROISIÈME FEUTRE											
lubrif. par caisses asp. (2 rinceurs)	r1d	Beloit	Spray Sys. 1/8KSS-18	2	0,141	29	10	EC	C	284	caisse asp.
mouillage du 3 ^{ème} feutre (start up)	r2b	Beloit	Spray Sys. 1/8KSS-18	6	0,141	29	20	EC	I	475	bacholle 14
jet à coupe transversale	r5c	Lod.	LOD. #50 needle	3/8	0,04	1	300	EC	C	3	caisse asp.
nettoyage 3 ^{ème} feutre	r12c	Lod.	LOD. #50 needle	6	0,04	66	200	EC	C	0	

DIVERS											
balayage chute des cassés	r11	Beloit	Disc jet DJ-SS8013	4	n.d.	57	40	EBP	I	485	fosse ss pres.
lubrif. docteur rouleau céramique	r13	n.d.	n.d.	1,5	n.d.	n.d.	30	EC	C	n.d.	fosse ss pres.
lubrif docteur rouleau céramique	r14	n.d.	n.d.	1,5	n.d.	n.d.	30	EC	C	n.d.	fosse ss pres.

ANNEXE VII
DÉBITS MASSIQUES DES COURANTS DE LA SECTION DES PRESSES

Tableau VII.1: Débits partiels des courants r_p , r_i , et r_3 (pour bilans globaux)

	unité	préc.	$r_p + r_i$	r_3
matière totale	t/d	5%	1112.000000	62.000000
eau et SDC	t/d	10%	1112.000000	62.000000
eau	t/d	15%	1111.945512	61.996962
fines	t/d	10%	0.000000	0.000000
cendres SS	t/d	20%	0.000000	0.000000
SDC	t/d	15%	0.054488	0.003038
cendres SDC	t/d	25%	0.031058	0.001732
C.O.T.	t/d	15%	0.002224	0.000124
Hémicelluloses	t/d	20%	0.000000	0.000000
arabinose	t/d	20%	0.000000	0.000000
xylose	t/d	20%	0.000000	0.000000
mannose	t/d	20%	0.000000	0.000000
galactose	t/d	20%	0.000000	0.000000
glucose	t/d	20%	0.000000	0.000000
Lignine	t/d	15%	0.004448	0.000248
Ions	t/d	15%	0.028645	0.001598
SO_4^{2-}	t/d	15%	0.007629	0.000425
$\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$	t/d	15%	0.000000	0.000000
Na	t/d	15%	0.004336	0.000242
Ca	t/d	15%	0.008474	0.000472
K	t/d	15%	0.000745	0.000042
Fe	t/d	15%	0.000155	0.000009
Mg	t/d	15%	0.001346	0.000075
Mn	t/d	15%	0.000033	0.000002
Ba	t/d	15%	0.000011	0.000001
S	t/d	15%	0.002847	0.000159
Al	t/d	15%	0.000089	0.000005
Si	t/d	15%	0.002980	0.000166
Ti	t/d	15%	0.000000	0.000000
AGR totaux	t/d	15%	0.000000	0.000000
palmitique	t/d	15%	0.000000	0.000000
heptadécanoïque	t/d	15%	0.000000	0.000000
manool	t/d	15%	0.000000	0.000000
linoléique	t/d	15%	0.000000	0.000000
linolénique	t/d	15%	0.000000	0.000000
stéarique	t/d	15%	0.000000	0.000000
pimarique	t/d	15%	0.000000	0.000000
déhydroabiétique	t/d	15%	0.000000	0.000000
abiétique	t/d	15%	0.000000	0.000000
néoabiétique	t/d	15%	0.000000	0.000000
tricosanoïque	t/d	15%	0.000000	0.000000
tristéarin	t/d	15%	0.000000	0.000000

Tableau VII.2: Débits partiels des courants u_p , u_i et u_3 (pour bilans globaux)

	unité	préc.	u_p	u_i	u_3
matière totale	t/d	5%	4,000000	71,000000	29,000000
eau et SDC	t/d	10%	3,989840	70,900600	28,997100
eau	t/d	15%	3,985906	70,844163	28,990228
fines	t/d	10%	0,010160	0,099400	0,002900
cendres SS	t/d	20%	0,001179	0,015308	0,000519
SDC	t/d	15%	0,003934	0,056437	0,006872
cendres SDC	t/d	25%	0,000602	0,008973	0,000790
C.O.T.	t/d	15%	0,002206	0,030984	0,004611
Hémicelluloses	t/d	20%	0,000806	0,014889	0,000000
arabinose	t/d	20%	0,000072	0,001276	0,000000
xylose	t/d	20%	0,000116	0,001985	0,000000
mannose	t/d	20%	0,000164	0,002836	0,000000
galactose	t/d	20%	0,000287	0,006168	0,000000
glucose	t/d	20%	0,000168	0,002623	0,000000
Lignine	t/d	15%	0,000638	0,011344	0,001160
Ions	t/d	15%	0,000479	0,008750	0,001196
SO_4^{2-}	t/d	15%	0,000168	0,003595	0,000238
$S_2O_8^{2-}$	t/d	15%	0,000000	0,000000	0,000000
Na	t/d	15%	0,000113	0,002198	0,000176
Ca	t/d	15%	0,000009	0,000219	0,000158
K	t/d	15%	0,000059	0,000489	0,000371
Fe	t/d	15%	0,000001	0,000021	0,000006
Mg	t/d	15%	0,000001	0,000037	0,000026
Mn	t/d	15%	0,000001	0,000013	0,000001
Ba	t/d	15%	0,000000	0,000001	0,000001
S	t/d	15%	0,000069	0,001368	0,000092
Al	t/d	15%	0,000016	0,000218	0,000025
Si	t/d	15%	0,000041	0,000575	0,000100
Ti	t/d	15%	0,000001	0,000016	0,000002
AGR totaux	t/d	15%	0,000029	0,000323	0,000050
palmitique	t/d	15%	0,000001	0,000016	0,000007
heptadécanoïque	t/d	15%	0,000002	0,000006	0,000001
manool	t/d	15%	0,000007	0,000043	0,000008
linoléique	t/d	15%	0,000002	0,000045	0,000003
linolénique	t/d	15%	0,000003	0,000046	0,000008
stéarique	t/d	15%	0,000002	0,000013	0,000003
pimarique	t/d	15%	0,000002	0,000013	0,000002
déhydroabiétique	t/d	15%	0,000004	0,000043	0,000000
abiétique	t/d	15%	0,000004	0,000064	0,000000
néoabiétique	t/d	15%	0,000000	0,000001	0,000000
tricosanoïque	t/d	15%	0,000000	0,000002	0,000000
tristéarin	t/d	15%	0,000002	0,000028	0,000000

Tableau VII.3: Débits partiels des courants b_1 , b_2 et b_3 (pour bilans globaux)

	unité	préc.	b_1	b_2	b_3
matière totale	t/d	5%	1077,000000	2538,000000	308,000000
eau et SDC	t/d	10%	1074,953700	2531,655000	307,722800
eau	t/d	15%	1073,922819	2529,085370	307,427078
fines	t/d	10%	2,046300	6,345000	0,277200
cendres SS	t/d	20%	0,317177	0,951750	0,060984
SDC	t/d	15%	1,030881	2,569630	0,295722
cendres SDC	t/d	25%	0,177312	0,416280	0,040218
C.O.T.	t/d	15%	0,598749	1,407600	0,171402
Hémicelluloses	t/d	20%	0,321411	0,660762	0,069853
arabinose	t/d	20%	0,029024	0,055696	0,005847
xylose	t/d	20%	0,037623	0,086076	0,009847
mannose	t/d	20%	0,065572	0,124051	0,015078
galactose	t/d	20%	0,128994	0,281014	0,022771
glucose	t/d	20%	0,060197	0,113924	0,016309
Lignine	t/d	15%	0,150494	0,430381	0,055390
Ions	t/d	15%	0,165327	0,391951	0,035200
SO_4^{2-}	t/d	15%	0,068367	0,159494	0,013109
$S_2O_8^{2-}$	t/d	15%	0,000000	0,000000	0,000000
Na	t/d	15%	0,042998	0,095443	0,008309
Ca	t/d	15%	0,003128	0,006835	0,001077
K	t/d	15%	0,009556	0,031646	0,001985
Fe	t/d	15%	0,000398	0,000962	0,000126
Mg	t/d	15%	0,000527	0,001443	0,000203
Mn	t/d	15%	0,000215	0,000481	0,000049
Ba	t/d	15%	0,000032	0,000051	0,000006
S	t/d	15%	0,026981	0,060760	0,005139
Al	t/d	15%	0,003569	0,009418	0,001646
Si	t/d	15%	0,009277	0,024861	0,003446
Ti	t/d	15%	0,000279	0,000557	0,000105
AGR totaux	t/d	15%	0,008030	0,021089	0,002333
palmitique	t/d	15%	0,000387	0,000937	0,000092
heptadécanoïque	t/d	15%	0,000161	0,000633	0,000062
manool	t/d	15%	0,000946	0,002734	0,000308
linoléique	t/d	15%	0,001032	0,002380	0,000246
linolénique	t/d	15%	0,000989	0,002532	0,000277
stéarique	t/d	15%	0,000269	0,000759	0,000123
pimarique	t/d	15%	0,000226	0,000582	0,000062
déhydroabiétique	t/d	15%	0,001956	0,005165	0,000585
abiétique	t/d	15%	0,001010	0,002937	0,000311
néoabiétique	t/d	15%	0,000032	0,000076	0,000009
tricosanoïque	t/d	15%	0,000032	0,000076	0,000009
tristéarin	t/d	15%	0,001000	0,002278	0,000249

Tableau VII.4: Débits partiels des courants e_1 , e_2 et e_3 (pour bilans globaux)

	unité	préc.	$e_1 + e_2$	e_3
matière totale	t/d	5%	2578,000000	275,000000
eau et SDC	t/d	10%	2569,499140	274,719900
eau	t/d	15%	2565,892746	274,420344
fines	t/d	10%	8,500860	0,280100
cendres SS	t/d	20%	1,285414	0,061503
SDC	t/d	15%	3,606394	0,299556
cendres SDC	t/d	25%	0,572109	0,039276
C.O.T.	t/d	15%	2,037315	0,175889
Hémicelluloses	t/d	20%	0,997868	0,069853
arabinose	t/d	20%	0,086068	0,005847
xylose	t/d	20%	0,125800	0,009847
mannose	t/d	20%	0,192623	0,015078
galactose	t/d	20%	0,416463	0,022771
glucose	t/d	20%	0,176912	0,016309
Lignine	t/d	15%	0,588409	0,056302
Ions	t/d	15%	0,537862	0,034798
SO_4^{2-}	t/d	15%	0,223995	0,012922
$S_2O_3^{2-}$	t/d	15%	0,000000	0,000000
Na	t/d	15%	0,136416	0,008243
Ca	t/d	15%	0,001717	0,000763
K	t/d	15%	0,041005	0,002314
Fe	t/d	15%	0,001227	0,000123
Mg	t/d	15%	0,000662	0,000154
Mn	t/d	15%	0,000677	0,000048
Ba	t/d	15%	0,000073	0,000006
S	t/d	15%	0,086331	0,005072
Al	t/d	15%	0,013132	0,001666
Si	t/d	15%	0,031774	0,003380
Ti	t/d	15%	0,000853	0,000107
AGR totaux	t/d	15%	0,029471	0,002383
palmitique	t/d	15%	0,001341	0,000099
heptadécanoïque	t/d	15%	0,000802	0,000063
manool	t/d	15%	0,003730	0,000316
linoléique	t/d	15%	0,003459	0,000249
linolénique	t/d	15%	0,003570	0,000285
stéarique	t/d	15%	0,001043	0,000126
pimarique	t/d	15%	0,000823	0,000064
déhydroabiétique	t/d	15%	0,007168	0,000585
abiétique	t/d	15%	0,004015	0,000311
néoabiétique	t/d	15%	0,000109	0,000009
tricosanoïque	t/d	15%	0,000110	0,000009
tristéarin	t/d	15%	0,003308	0,000249

Tableau VII.5: Débits partiels des courants r_3u_3 et r_3b_3 (pour bilan local), avec $x=0,1$

	unité	r_3u_3	r_3b_3
matière totale	t/d	20,096314	41,903686
eau et SDC	t/d	20,096314	41,903686
eau	t/d	20,095329	41,901633
fines	t/d	0,000000	0,000000
cendres SS	t/d	0,000000	0,000000
SDC	t/d	0,000985	0,002053
cendres SDC	t/d	0,000561	0,001171
C.O.T.	t/d	0,000040	0,000000
Hémicelluloses	t/d	0,000000	0,000000
arabinose	t/d	0,000000	0,000000
xylose	t/d	0,000000	0,000000
mannose	t/d	0,000000	0,000000
galactose	t/d	0,000000	0,000000
glucose	t/d	0,000000	0,000000
Lignine	t/d	0,000080	0,000168
Ions	t/d	0,000517	0,001081
SO_4^{2-}	t/d	0,000138	0,000287
$S_2O_8^{2-}$	t/d	0,000000	0,000000
Na	t/d	0,000078	0,000164
Ca	t/d	0,000153	0,000319
K	t/d	0,000013	0,000029
Fe	t/d	0,000003	0,000006
Mg	t/d	0,000024	0,000051
Mn	t/d	0,000001	0,000001
Ba	t/d	0,000000	0,000001
S	t/d	0,000051	0,000108
Al	t/d	0,000002	0,000003
Si	t/d	0,000054	0,000112
Ti	t/d	0,000000	0,000000
AGR totaux	t/d	0,000000	0,000000
palmitique	t/d	0,000000	0,000000
heptadécanoïque	t/d	0,000000	0,000000
manool	t/d	0,000000	0,000000
linoléique	t/d	0,000000	0,000000
linolénique	t/d	0,000000	0,000000
stéarique	t/d	0,000000	0,000000
pimarique	t/d	0,000000	0,000000
déhydroabiétique	t/d	0,000000	0,000000
abiétique	t/d	0,000000	0,000000
néoabiétique	t/d	0,000000	0,000000
tricosanoïque	t/d	0,000000	0,000000
tristéarin	t/d	0,000000	0,000000

Tableau VII.6: Débits partiels des courants e_3u_3 , e_3b_3i et e_3b_3d (pour bilan local) avec $x=0,1$

	unité	e_3u_3	e_3b_3i	e_3b_3d
matière totale	t/d	8,903686	18,565458	247,530856
eau et SDC	t/d	8,900786	18,559411	247,259703
eau	t/d	8,894899	18,547135	246,978310
fines	t/d	0,002900	0,006047	0,271153
cendres SS	t/d	0,000519	0,001082	0,059902
SDC	t/d	0,005887	0,012276	0,281393
cendres SDC	t/d	0,000229	0,000476	0,038571
C.O.T.	t/d	0,004571	0,009531	0,161787
Hémicelluloses	t/d	0,000000	0,000000	0,069853
arabinose	t/d	0,000000	0,000000	0,005847
xylose	t/d	0,000000	0,000000	0,009847
mannose	t/d	0,000000	0,000000	0,015078
galactose	t/d	0,000000	0,000000	0,022771
glucose	t/d	0,000000	0,000000	0,016309
Lignine	t/d	0,001080	0,002251	0,052971
Ions	t/d	0,000679	0,001413	0,032706
SO_4^{2-}	t/d	0,000100	0,000209	0,012613
$S_2O_3^{2-}$	t/d	0,000000	0,000000	0,000000
Na	t/d	0,000098	0,000203	0,007942
Ca	t/d	0,000005	0,000010	0,000748
K	t/d	0,000358	0,000745	0,001211
Fe	t/d	0,000003	0,000007	0,000113
Mg	t/d	0,000002	0,000003	0,000149
Mn	t/d	0,000000	0,000001	0,000047
Ba	t/d	0,000001	0,000001	0,000004
S	t/d	0,000041	0,000084	0,004947
Al	t/d	0,000023	0,000049	0,001594
Si	t/d	0,000046	0,000097	0,003237
Ti	t/d	0,000002	0,000004	0,000101
AGR totaux	t/d	0,000050	0,000104	0,002229
palmitique	t/d	0,000007	0,000015	0,000077
heptadécanoïque	t/d	0,000001	0,000002	0,000060
manool	t/d	0,000008	0,000017	0,000291
linoléique	t/d	0,000003	0,000006	0,000240
linolénique	t/d	0,000008	0,000017	0,000260
stéarique	t/d	0,000003	0,000006	0,000117
pimarique	t/d	0,000002	0,000004	0,000058
déhydroabiétique	t/d	0,000000	0,000000	0,000585
abiétique	t/d	0,000000	0,000000	0,000311
néoabiétique	t/d	0,000000	0,000000	0,000009
tricosanoïque	t/d	0,000000	0,000000	0,000009
tristéarin	t/d	0,000000	0,000000	0,000249

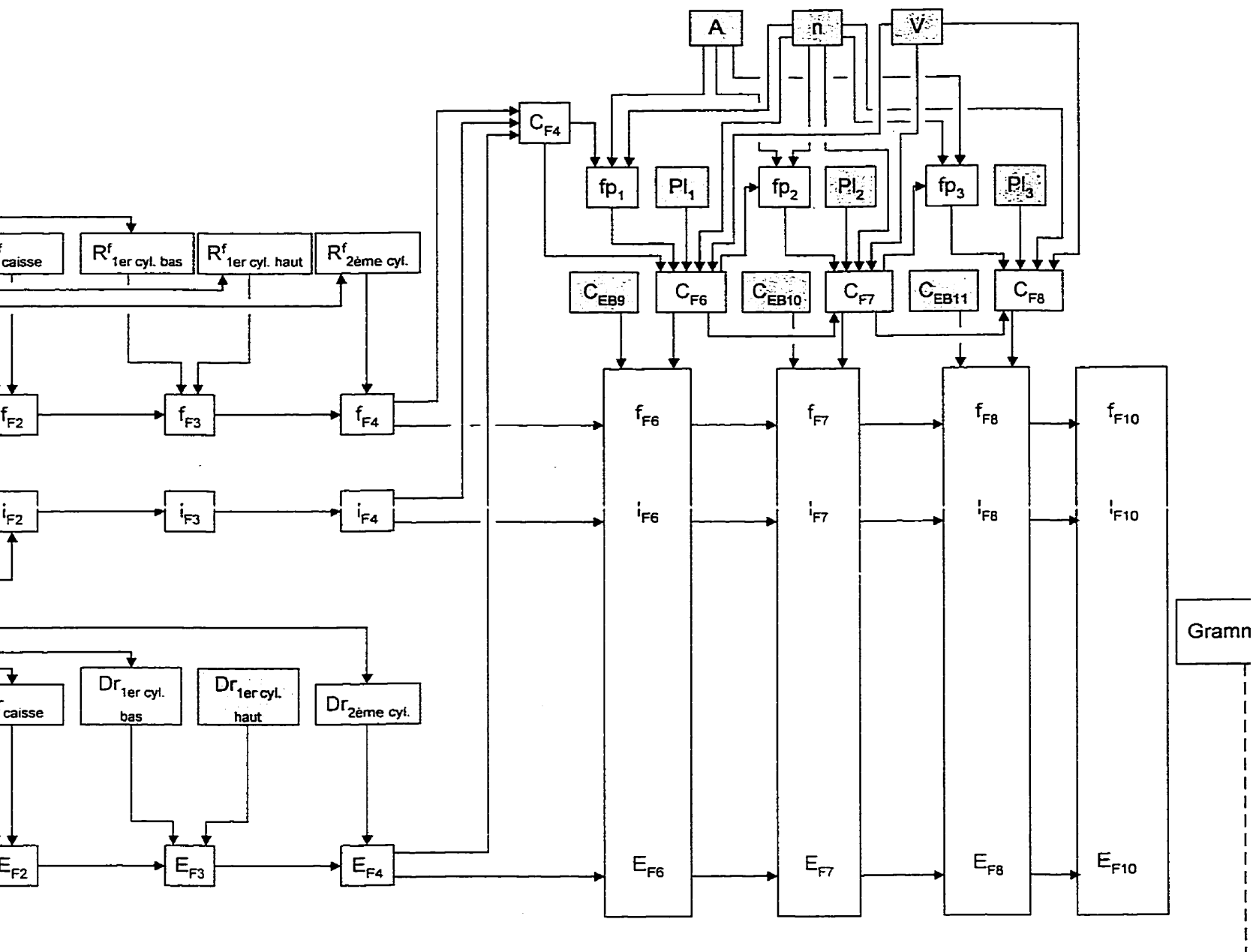
Tableau VII.7: Débits partiels des courants r_3u_3 et r_3b_3 (pour bilan local), avec $x=0,4$

	unité	r_3u_3	r_3b_3
matière totale	t/d	10,464257	51,535743
eau et SDC	t/d	10,464257	51,535743
eau	t/d	10,463744	51,533218
fines	t/d	0,000000	0,000000
cendres SS	t/d	0,000000	0,000000
SDC	t/d	0,000513	0,002525
cendres SDC	t/d	0,000292	0,001440
C.O.T.	t/d	0,000021	0,000103
Hémicelluloses	t/d	0,000000	0,000000
arabinose	t/d	0,000000	0,000000
xylose	t/d	0,000000	0,000000
mannose	t/d	0,000000	0,000000
galactose	t/d	0,000000	0,000000
glucose	t/d	0,000000	0,000000
Lignine	t/d	0,000042	0,000206
Ions	t/d	0,000270	0,001328
SO_4^{2-}	t/d	0,000072	0,000353
$S_2O_3^{2-}$	t/d	0,000000	0,000000
Na	t/d	0,000041	0,000201
Ca	t/d	0,000080	0,000392
K	t/d	0,000007	0,000035
Fe	t/d	0,000001	0,000008
Mg	t/d	0,000013	0,000062
Mn	t/d	0,000000	0,000002
Ba	t/d	0,000000	0,000001
S	t/d	0,000027	0,000132
Al	t/d	0,000001	0,000004
Si	t/d	0,000028	0,000138
Ti	t/d	0,000000	0,000000
AGR totaux	t/d	0,000000	0,000000
palmitique	t/d	0,000000	0,000000
heptadécanoïque	t/d	0,000000	0,000000
manool	t/d	0,000000	0,000000
linoléique	t/d	0,000000	0,000000
linolénique	t/d	0,000000	0,000000
stéarique	t/d	0,000000	0,000000
pimarique	t/d	0,000000	0,000000
déhydroabiétique	t/d	0,000000	0,000000
abiétique	t/d	0,000000	0,000000
néoabiétique	t/d	0,000000	0,000000
tricosanoïque	t/d	0,000000	0,000000
tristéarin	t/d	0,000000	0,000000

Tableau VII.8: Débits partiels des courants e_3u_3 , e_3b_3i et e_3b_3d (pour bilan local) avec $x=0,4$

	unité	e_3u_3	e_3b_3i	e_3b_3d
matière totale	t/d	18,535743	91,287255	165,177002
eau et SDC	t/d	18,532843	91,272973	164,914084
eau	t/d	18,526484	91,241654	164,652206
fines	t/d	0,002900	0,014282	0,262918
cendres SS	t/d	0,000519	0,002556	0,058428
SDC	t/d	0,006359	0,031319	0,261878
cendres SDC	t/d	0,000498	0,002451	0,036327
C.O.T.	t/d	0,004590	0,022606	0,148693
Hémicelluloses	t/d	0,000000	0,000000	0,069853
arabinose	t/d	0,000000	0,000000	0,005847
xylose	t/d	0,000000	0,000000	0,009847
mannose	t/d	0,000000	0,000000	0,015078
galactose	t/d	0,000000	0,000000	0,022771
glucose	t/d	0,000000	0,000000	0,016309
Lignine	t/d	0,001118	0,005507	0,049677
Ions	t/d	0,000926	0,004562	0,029310
SO_4^{2-}	t/d	0,000166	0,000819	0,011937
$S_2O_3^{2-}$	t/d	0,000000	0,000000	0,000000
Na	t/d	0,000135	0,000666	0,007442
Ca	t/d	0,000078	0,000386	0,000299
K	t/d	0,000364	0,001792	0,000158
Fe	t/d	0,000005	0,000022	0,000096
Mg	t/d	0,000013	0,000066	0,000075
Mn	t/d	0,000001	0,000003	0,000044
Ba	t/d	0,000001	0,000004	0,000001
S	t/d	0,000065	0,000321	0,004686
Al	t/d	0,000024	0,000119	0,001523
Si	t/d	0,000072	0,000354	0,002954
Ti	t/d	0,000002	0,000010	0,000095
AGR totaux	t/d	0,000050	0,000246	0,002087
palmitique	t/d	0,000007	0,000034	0,000058
heptadécanoïque	t/d	0,000001	0,000005	0,000057
manool	t/d	0,000008	0,000039	0,000269
linoléique	t/d	0,000003	0,000015	0,000231
linolénique	t/d	0,000008	0,000039	0,000238
stéarique	t/d	0,000003	0,000015	0,000108
pimarique	t/d	0,000002	0,000010	0,000052
déhydroabiétique	t/d	0,000000	0,000000	0,000585
abiétique	t/d	0,000000	0,000000	0,000311
néoabiétique	t/d	0,000000	0,000000	0,00009
tricosanoïque	t/d	0,000000	0,000000	0,00009
tristéarin	t/d	0,000000	0,000000	0,000249

ANNEXE VIII
ORGANIGRAMME DE CALCUL POUR LA MACHINE À PAPIER

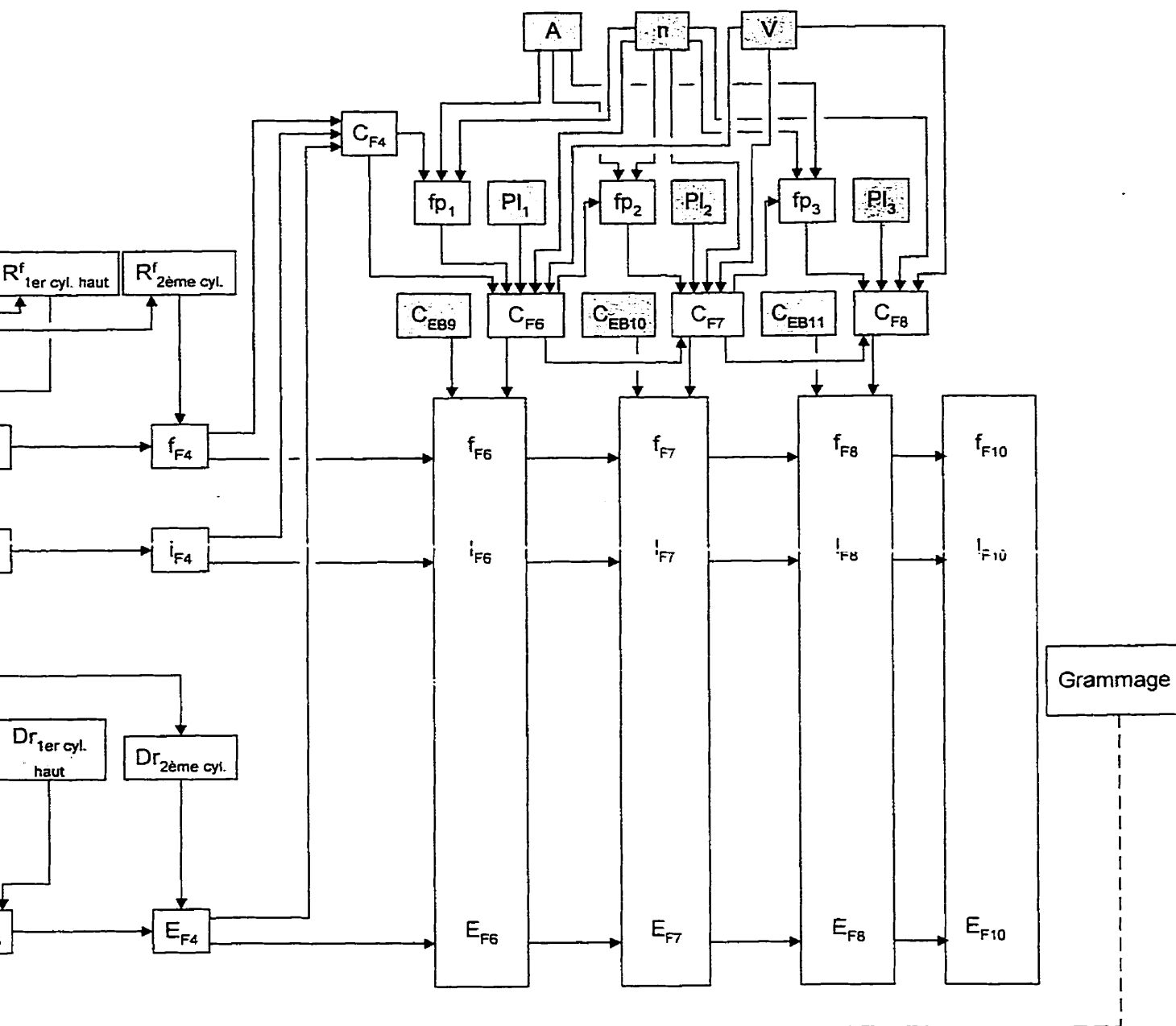


Légende

vitesse 1^{er} cyl. asp.
de rétention
ues

A: coefficient de perméabilité
n: facteur de compressibilité
V: vitesse de la machine aux presses
P₁, P₂, P₃: pression appliquée aux 3 presses
fp₁, fp₂, fp₃: facteur de perméabilité

→ sens du calcul
→ recirculation de l'eau blanche pour dilution de pâte fraîche
--- boucle de contrôle
x donnée d'entrée de la simulation



A: coefficient de perméabilité

n: facteur de compressibilité

V: vitesse de la machine aux presses

Pl_1, Pl_2, Pl_3 : pression appliquée aux 3 presses

fp_1, fp_2, fp_3 : facteur de perméabilité

→ sens du calcul

→ recirculation de l'eau blanche pour dilution de pâte fraîche

- - - - - boucle de contrôle

x

donnée d'entrée de la simulation

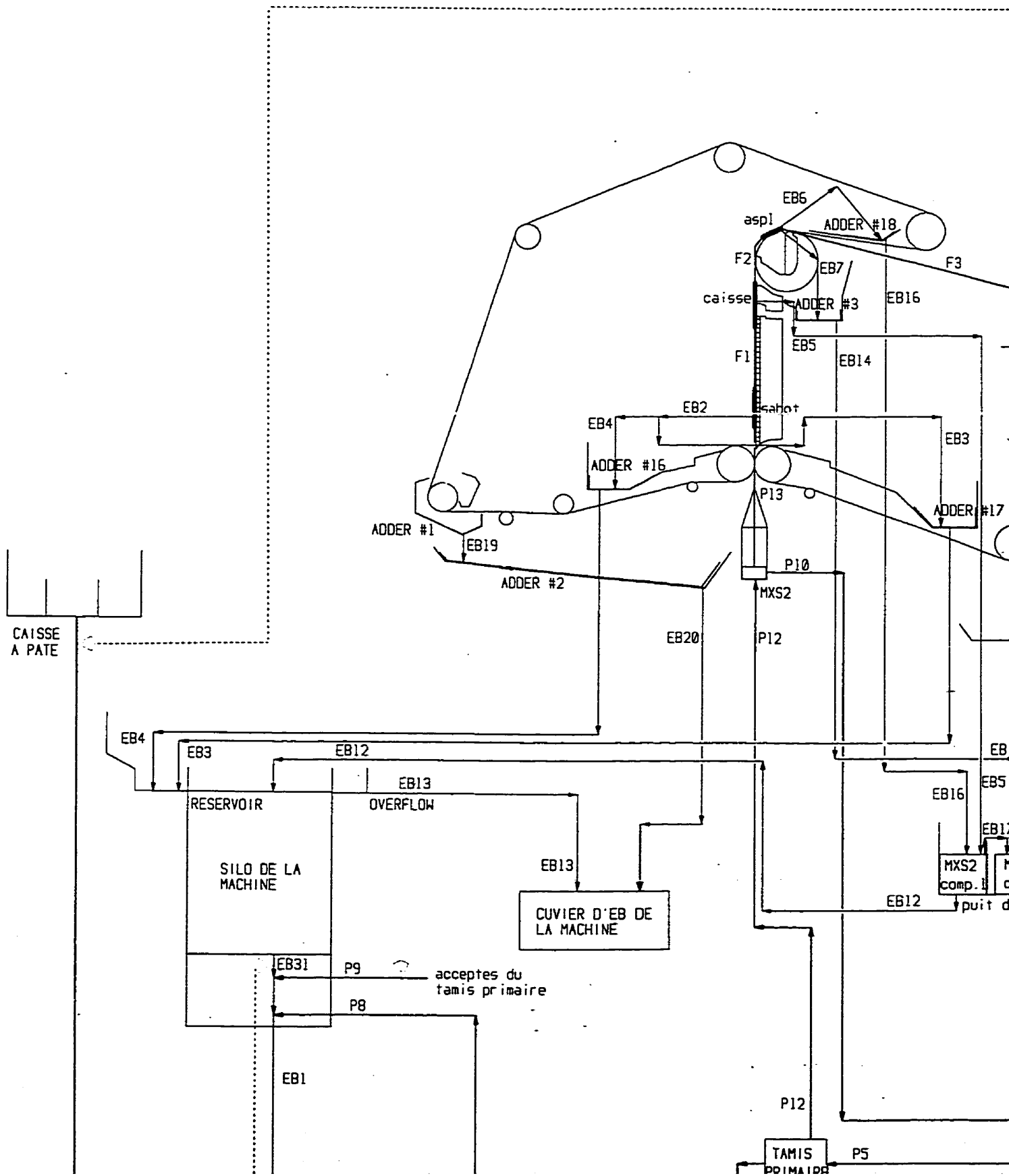
NOTE TO USERS

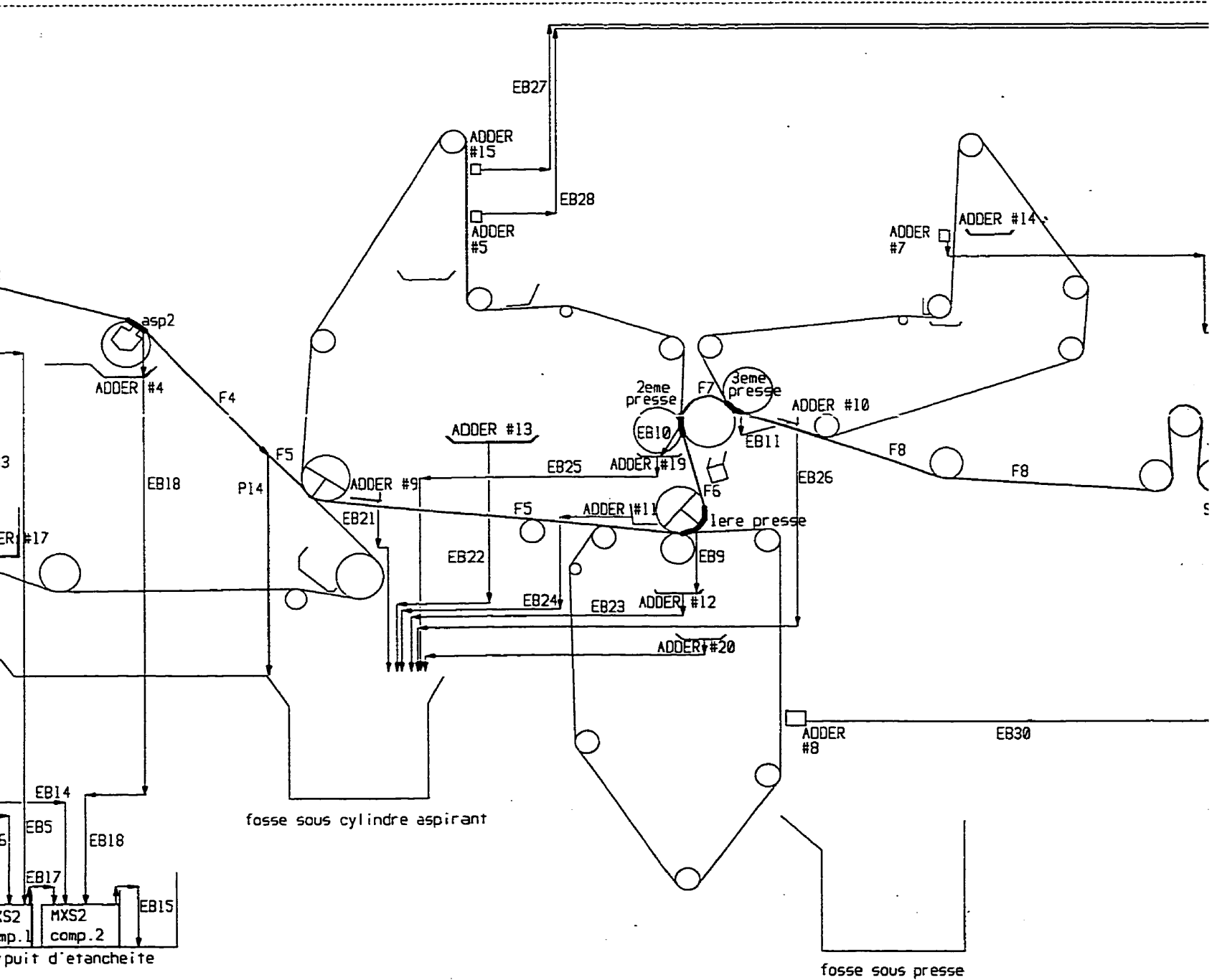
Oversize maps and charts are microfilmed in sections in the following manner:

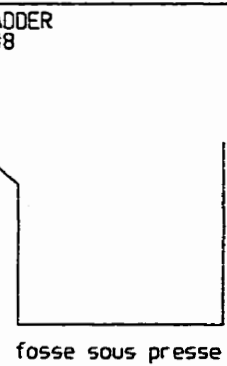
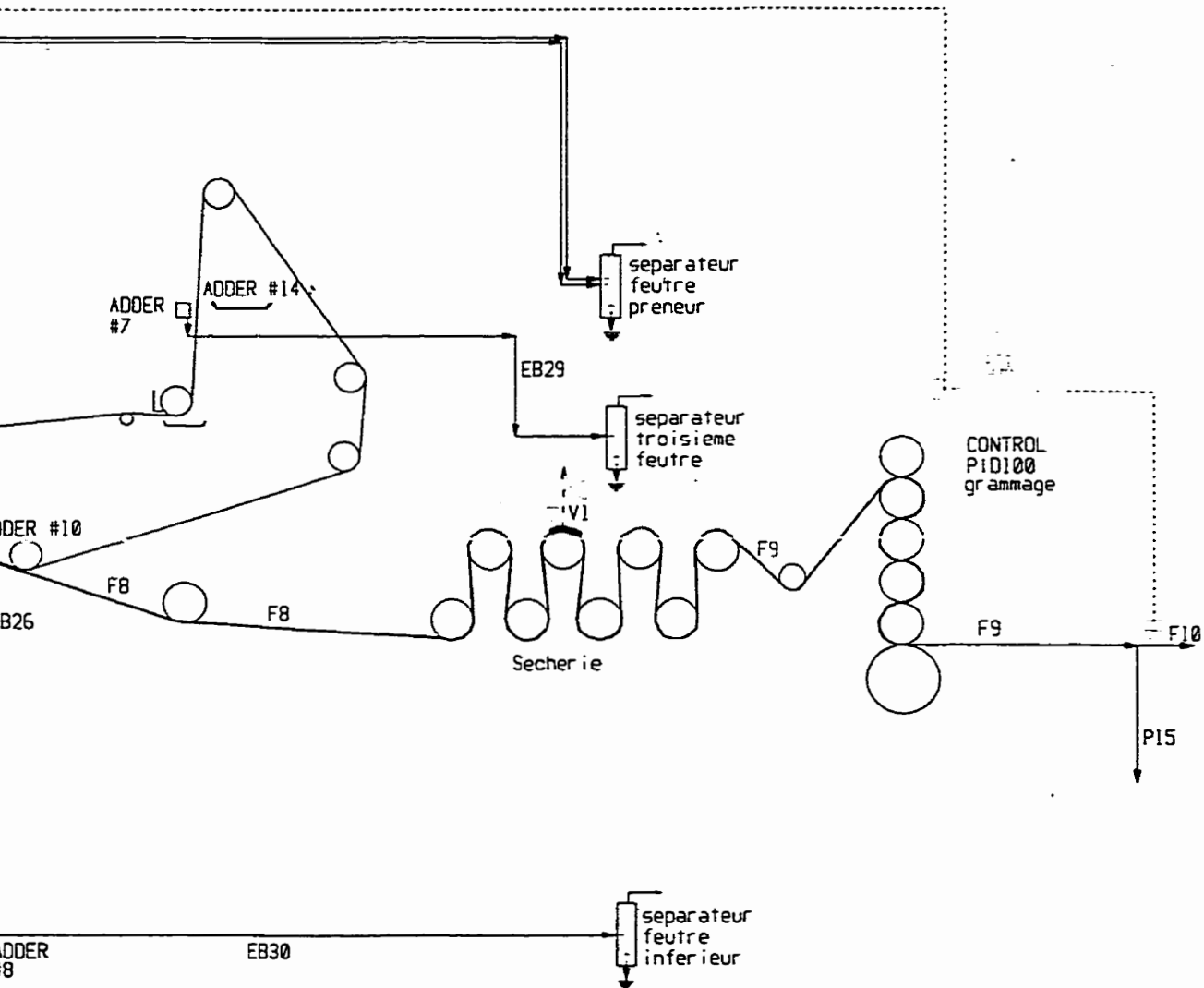
**LEFT TO RIGHT, TOP TO BOTTOM, WITH
SMALL OVERLAPS**

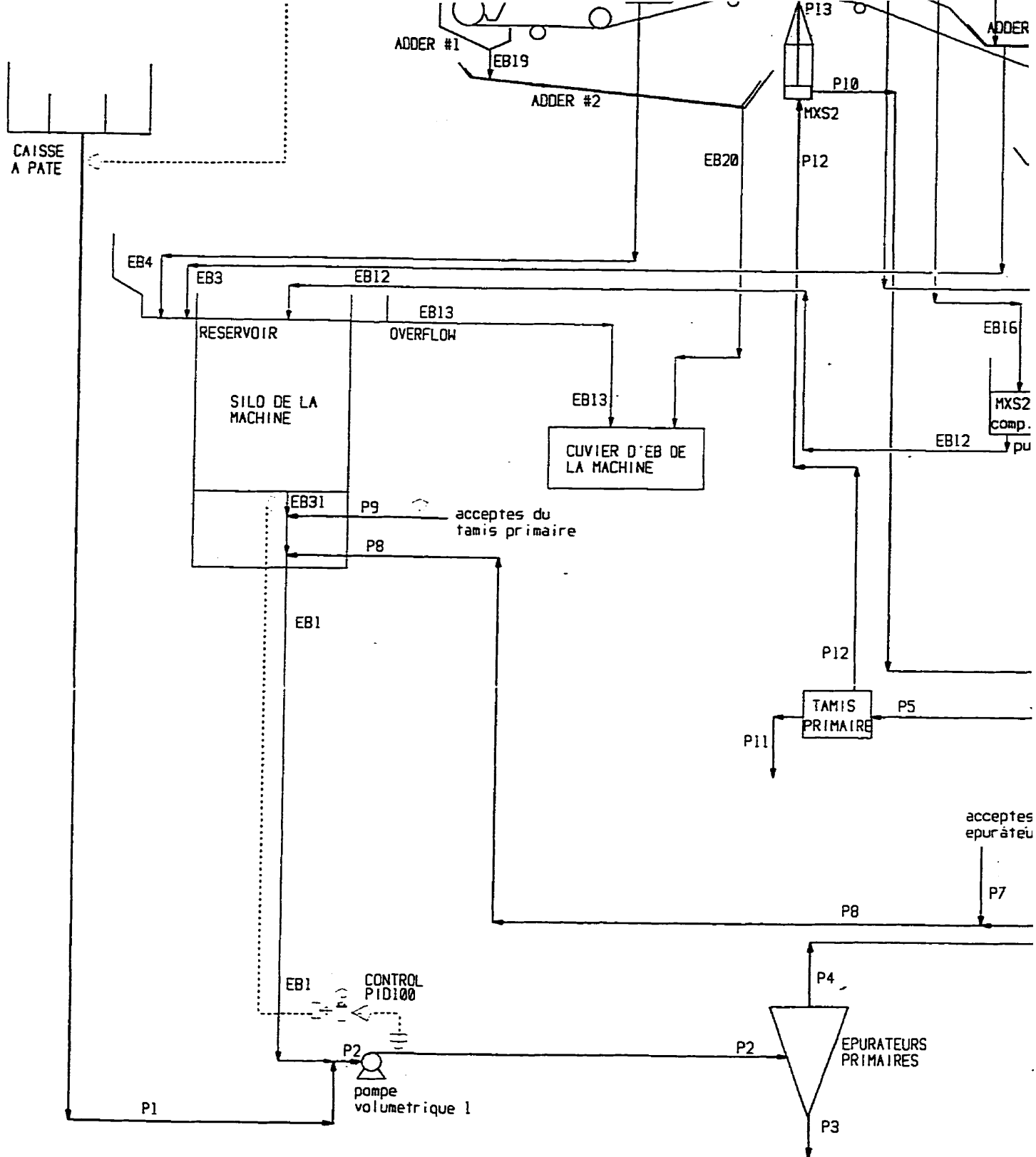
UMI

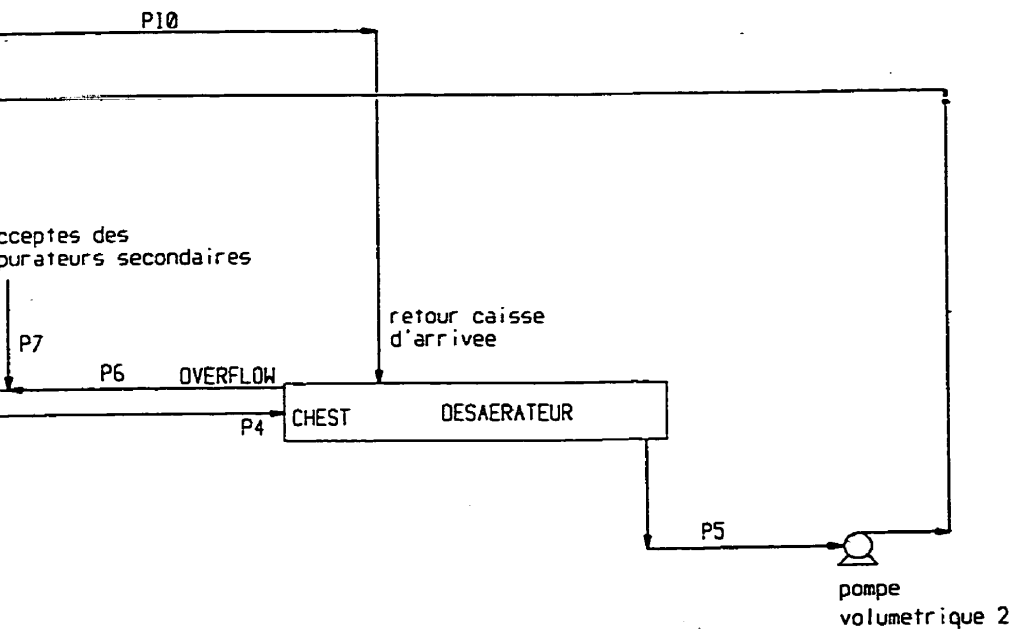
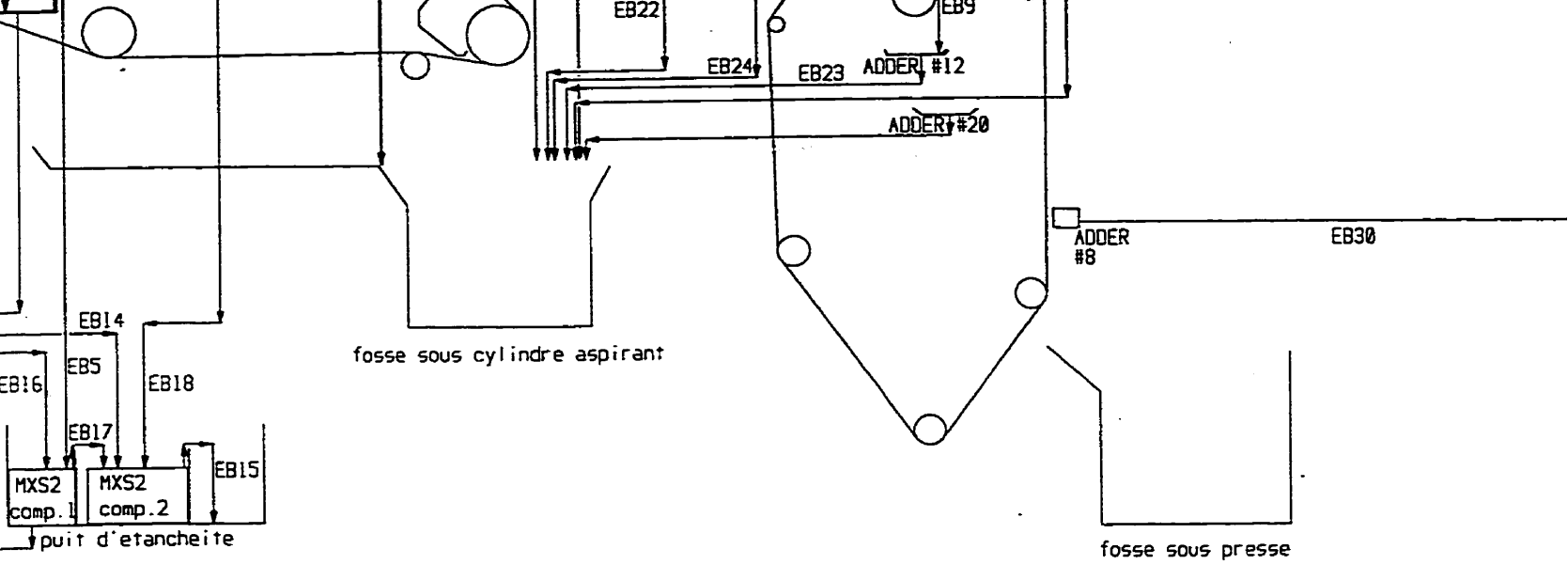
ANNEXE A
DIAGRAMME D'ÉCOULEMENT DE LA SIMULATION











P15

