

UNIVERSITÉ DU QUÉBEC

**THÈSE PRÉSENTÉE À
L'UNIVERSITÉ DU QUÉBEC À TROIS-RIVIÈRES**

**COMME EXIGENCE PARTIELLE
DU DOCTORAT EN GÉNIE PAPETIER**

**PAR
ROBERT DUFRESNE**

**«MODÉLISATION DE L'OPÉRATION D'UN SYSTÈME DE BIORÉACTEUR À
MEMBRANES POUR LE TRAITEMENT DES EFFLUENTS PAPETIERS»**

FÉVRIER 1996

Université du Québec à Trois-Rivières

Service de la bibliothèque

Avertissement

L'auteur de ce mémoire ou de cette thèse a autorisé l'Université du Québec à Trois-Rivières à diffuser, à des fins non lucratives, une copie de son mémoire ou de sa thèse.

Cette diffusion n'entraîne pas une renonciation de la part de l'auteur à ses droits de propriété intellectuelle, incluant le droit d'auteur, sur ce mémoire ou cette thèse. Notamment, la reproduction ou la publication de la totalité ou d'une partie importante de ce mémoire ou de cette thèse requiert son autorisation.

REMERCIEMENTS

Je tiens à remercier dans un premier temps, le Dr Henri-Claude Lavallée, mon directeur de recherche. Son expérience et sa grande connaissance du milieu des pâtes et papiers furent pour moi un atout majeur dans la poursuite de l'ensemble de ce projet.

Je voudrais aussi exprimer ma reconnaissance au Dr Rémi Ernest Lebrun, mon codirecteur de recherche. Le Dr Lebrun a assuré le suivi de la partie concernant l'aspect de la problématique entourant les membranes utilisées avec les bioréacteurs.

Je désire également manifester ma gratitude au Dr Jacques L. Valade pour son soutien au niveau de la modélisation multivariable par régression et de l'établissement du plan expérimental choisi. Je ne pourrais pas passer sous silence l'aide apportée par le Dr Sung-Nien Lo pour l'interprétation des résultats de modélisation et l'opération des bioréacteurs.

Je tiens aussi à remercier les deux organismes qui m'ont aidé financièrement lors de ces recherches soient: La compagnie Tembec et le Fond pour la formation de chercheurs et l'aide à la recherche (FCAR).

J'aimerais également remercier toutes les personnes qui ont participé à ce projet de près ou de loin. Un merci tout spécial à Diane Dextraze qui a veillé sur mes bioréacteurs comme une mère veille sur ces enfants et à tous les étudiants qui l'ont épaulée pour le suivi des bioréacteurs et la réalisation des diverses analyses. Merci aussi à mes parents qui ont su comprendre mes préoccupations et à France qui a su oublier tous mes manques de disponibilités et mettre de côté certains projets pour me permettre d'atteindre ce but ultime.

RÉSUMÉ

Le premier objectif de ce projet était d'élucider la cinétique régissant les bioréacteurs à membranes (BRM) pour le traitement des effluents papetiers. Deux approches furent utilisées soient la revue des modèles classiques et la modélisation multivariable par régression. Les coefficients de régression obtenus démontrent que les modèles cinétiques classiques habituels ne s'appliquent pas pour les BRM. Il est toutefois possible d'approximer leurs performances avec le modèle d'ordre zéro. Par la suite, à l'aide d'un design expérimental de type "D-Optimal", la modélisation de la moyenne des résultats obtenus lors des périodes d'équilibre fut effectuée pour analyser les paramètres d'opération pour déterminer lesquels avaient de l'influence sur les réponses analysées. Les modèles statistiques obtenus furent comparés avec ceux trouvés par régression multiple (incluant tous les résultats obtenus dans cette étude) et ont permis de confirmer les modèles obtenus par design expérimental.

Le deuxième objectif était d'étudier le rôle joué par les membranes à l'intérieur des BRM et de modéliser les flux obtenus. Le rôle des membranes fut évalué en comparant les flux et les performances d'enlèvement obtenus avec divers solutés de référence, ainsi qu'avec l'affluent, la liqueur mixte et l'effluent. Pour ce qui est de la modélisation des flux, les modèles de la littérature furent passés en revue alors que l'effet des conditions d'opération sur le flux fut déterminé par régression. Les essais avec les membranes ont

permis de déterminer que la taille des molécules causant les pertes de flux se situait autour de 500 000. Ils ont aussi démontré que les solides en suspension formaient une couche limite à la surface des membranes qui diminuait le flux et influençait les performances obtenues. Parmi les modèles de la littérature, celui de Lafforgue-Delorme & al. et Magara et Itoh et celui de Sato et Ishii ont donné de bons résultats. La modélisation des flux a permis de démontrer l'importance de la concentration des solides en suspension de la liqueur mixte (SSLM) et de modéliser l'efficacité des nettoyages.

Deux études comparatives ont aussi été menées. Premièrement, une comparaison des performances du BRM avec celles d'un système de boues activées conventionnel (SBAC) a pu démontrer les gains réels obtenus par rapport à l'utilisation du SBAC notamment pour l'enlèvement de la demande chimique en oxygène (DCO), des solides en suspension (SS), des acides gras et résineux (AGR) et de la toxicité. La deuxième étude fut consacrée à la comparaison des performances obtenues avec deux BRM équipés de membranes possédant des seuils de coupure différents. Les résultats obtenus avec les deux seuils de coupure furent similaires confirmant l'importance prédominante de la couche limite à la surface des membranes par rapport au seuil de coupure.

MOTS-CLÉS

BIORÉACTEURS À MEMBRANES, MODÉLISATION, CINÉTIQUE, TRAITEMENT DES EAUX, PÂTE CHIMICOTHERMOMÉCANIQUE (PCTM), PLAN EXPÉRIMENTAL, COLMATAGE, SEUIL DE COUPURE, EFFLUENT.

TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS	i
RÉSUMÉ	ii
TABLE DES MATIÈRES	iv
LISTE DES TABLEAUX	x
LISTE DES FIGURES	xiii
LISTE DES SYMBOLES ET DES ABRÉVIATIONS	xviii
CHAPITRE I INTRODUCTION	1
1.1 Renforcement de la réglementation applicable aux effluents de pâtes et papiers	1
1.2 Description du partenaire économique	2
1.3 Description des systèmes de bioréacteurs à membranes	2
1.4 Impacts scientifiques du projet	3
1.5 Impacts économiques du projet	4
CHAPITRE II REVUE DE LITTÉRATURE	7
2.1 Théorie générale entourant la séparation par membranes	7
2.2 Modélisation du flux de perméat	12
2.3 Théorie générale de la cinétique du traitement biologique	16
2.4 Modélisation de la biodégradation des contaminants dans les bioréacteurs à membranes	22

CHAPITRE III	PROBLÉMATIQUE ET OBJECTIFS DE LA RECHERCHE	24
3.1 Modifications à la réglementation existante	24	
3.2 Traitements internes et externes des effluents	25	
3.3 Caractéristiques des bioréacteurs à membranes (BRM)	26	
3.4 Objectifs de la recherche	27	
CHAPITRE IV	MÉTHODOLOGIE EXPÉRIMENTALE	29
4.1 Matériel et méthodes	29	
4.1.1 Souches de biomasse utilisées	29	
4.1.2 Caractérisation de l'affluent à traiter	30	
4.1.3 Description des montages utilisés	30	
4.1.3.1 Montage utilisé pour la caractérisation des membranes	31	
4.1.3.2 Bioréacteurs à membranes internes de type "fibres creuses"	34	
4.1.3.3 Bioréacteurs à membranes de type "membranes internes planes"	36	
4.1.3.4 Bioréacteur en mode de boues activées conventionnel	37	
4.1.4 Paramètres mesurés et méthodes d'analyses	38	
4.1.4.1 pH	39	
4.1.4.2 Concentration en oxygène dissous (O.D.)	39	
4.1.4.3 Demande biochimique en oxygène durant 5 jours (DBO ₅)	39	
4.1.4.4 Demande chimique en oxygène (DCO)	40	

4.1.4.5 Solides en suspension (SS)	41
4.1.4.6 Solides en suspension volatiles (SSV)	41
4.1.4.7 Solides dissous (SD)	42
4.1.4.8 Solides totaux (ST)	42
4.1.4.9 Taux d'utilisation d'oxygène (TUO)	43
4.1.4.10 Volume de sédimentation des boues (VSB)	43
4.1.4.11 Indice de volume des boues (IVB)	44
4.1.4.12 Orthophosphates	44
4.1.4.13 Ammoniaque	45
4.1.4.14 Toxicité (daphnies, truites et Microtox)	45
4.1.4.15 Flux de perméat et débit de recirculation	47
4.1.4.16 Conductivité	47
4.1.4.17 Carbone organique total (COT)	48
4.1.4.18 Viscosité	48
4.1.4.19 Concentration de lignine (Klason et soluble)	48
4.1.4.20 Concentration en acide gras et résineux (AGR)	49
4.1.4.21 Extractibles	50
4.2 Plan d'expérimentation	50
4.2.1 Plan expérimental pour l'analyse des performances des bioréacteurs à membranes	51
4.2.2 Plan expérimental pour la caractérisation de différents types de membranes	54

4.3 Méthodes d'analyses des résultats expérimentaux	55
4.3.1 Évaluation des performances obtenues pour chaque période d'équilibre	56
4.3.2 Vérification de l'applicabilité des modèles classiques	56
4.3.3 Design expérimental	57
4.3.4 Régression linéaire multiple	58
CHAPITRE V RÉSULTATS ET DISCUSSION	59
5.1 Photographies de flores microbiennes	59
5.2 Caractérisation de différents types de membranes	66
5.2.1 Flux à l'eau pure, dans les solutés de référence, l'affluent, l'effluent et la liqueur mixte	66
5.2.2 Performances d'enlèvement des différents solutés de référence en solution	76
5.2.3 Performances d'enlèvement dans l'affluent, l'effluent et la liqueur mixte	77
5.3 Modélisation des flux obtenus lors de l'opération continue du bioréacteur à membranes	82
5.3.1 Essais de divers modèles provenant de la revue de littérature (section 2.2)	82
5.3.2 Modélisation du flux (vs Qair et SSLM)	86
5.3.3 Modélisation de l'effet des nettoyages ex-situ (perte de flux en fonction du temps)	91
5.3.4 Modélisation de l'effet des rétrolavages in-situ	92
5.3.5 Modélisation du flux dans le temps	93
5.4 Performances obtenues avec chacun des bioréacteurs	94

5.5 Comparaison des performances des différents bioréacteurs	156
5.6 Applicabilité des modèles classiques	166
5.6.1 Modélisation du taux d'enlèvement du substrat	166
5.6.1.1 Modélisation des données recueillies à l'UQTR	166
5.6.1.2 Modélisation des données recueillies à Tembec	169
5.6.2 Modélisation du taux de croissance de la biomasse	170
5.6.2.1 Modélisation des données recueillies à l'UQTR	171
5.6.2.2 Modélisation des données recueillies à Tembec	172
5.6.3 Modélisation du taux d'utilisation de l'oxygène	173
5.7 Modélisation statistique	174
5.7.1 Performance vs le design utilisé	175
5.7.1.1 Enlèvement de la DCO	175
5.7.1.2 Enlèvement de la DBO ₅	179
5.7.1.3 Enlèvement des ST	183
5.7.1.4 Enlèvement des SD	184
5.7.1.5 CL-50 résiduelle pour les daphnies	187
5.7.1.6 Enlèvement des extractibles	190
5.7.2 Régression multiple	192
5.7.2.1 Données de l'UQTR	193
5.7.2.1.1 Enlèvement de la DCO	194

		195
5.7.2.1.2 Enlèvement de la DBO _s		195
5.7.2.1.3 Enlèvement des SD		196
5.7.2.2 Données de Tembec		197
5.7.2.2.1 Enlèvement de la DCO		197
5.7.2.2.2 Enlèvement de la DBO _s		198
5.7.2.2.3 Enlèvement des SD		199
5.8 L'analyse de l'accumulation de la lignine		200
5.9 Performances d'enlèvement des acides gras et résineux		205
CHAPITRE VI CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS		209
CHAPITRE VII BIBLIOGRAPHIE		212
ANNEXES		
I - Technologies existantes pour le traitement d'effluents de pâtes chimicothermomécaniques (PCTM)		
II - Principes mathématiques entourant le design de type "D-Optimal"		
III - Méthodes statistiques employées		
IV - Données statistiques supplémentaires pour la modélisation		

LISTE DES TABLEAUX

1.1	Coûts comparatifs du traitement des effluents de deux usines de PCTMB	5
4.1	Caractéristiques moyennes de l'affluent traité	31
4.2	Plan factoriel complet pour trois variables sur trois niveaux (3 ³)	52
4.3	Plan expérimental de type "D-Optimal" pour trois variables sur trois niveaux	53
4.4	Plan expérimental de type factoriel complet (4 x 4)	55
5.1	Essais avec les solutés de référence	76
5.2	Essais avec l'affluent	78
5.3	Essais avec l'effluent	78
5.4	Essais avec la liqueur mixte diluée	79
5.5	Essais avec la liqueur mixte concentrée	79
5.6	Pourcentages d'enlèvement de la lignine	81
5.7	Conditions d'opération utilisées et les performances obtenues pour les différentes périodes d'équilibre atteintes avec le BRM # 1	107
5.8	Conditions d'opération utilisées et les performances obtenues pour les différentes périodes d'équilibre atteintes avec le BRM # 2	120
5.9	Conditions d'opération utilisées et les performances obtenues pour les différentes périodes d'équilibre atteintes avec le Plane # 1	133
5.10	Conditions d'opération utilisées et les performances obtenues pour les différentes périodes d'équilibre atteintes avec le Plane # 2	142
5.11	Conditions d'opération utilisées et les performances obtenues pour les différentes périodes d'équilibre atteintes avec le SBAC	155

5.12	Comparaison des performances entre le BRM #2 et le SBAC pour un TRH de 48 heures et Qair = 0,7 vvm (TRB = 15 jours)	157
5.13	Comparaison des performances entre le BRM #2 et le SBAC pour un TRH de 36 heures et Qair = 0,6 vvm (TRB = 15 jours)	158
5.14	Comparaison des performances entre le BRM #2 et le SBAC pour un TRH de 24 heures et Qair = 0,8 vvm (TRB = 15 jours)	159
5.15	Comparaison des TRB de 8, 15, et 40 jours pour un TRH = 48 heures	161
5.16	Comparaison des TRB de 8, 15, et 40 jours pour un TRH = 36 heures	162
5.17	Comparaison des TRB de 8, 15, et 40 jours pour un TRH = 24 heures	164
5.18	Comparaison des performances vs la taille des pores (TRH = 48 h et TRB = 8 j)	165
5.19	Tableau synthèse des essais de modélisation avec différents modèles cinétiques pour les données de l'UQTR.	168
5.20	Valeurs de la constante "k" trouvées dans la littérature pour le traitement d'effluents papetiers	168
5.21	Tableau synthèse des essais de modélisation avec différents modèles cinétiques pour les données de Tembec	170
5.22	Tableau synthèse des calculs de μ et Y pour les données de l'UQTR.	171
5.23	Valeurs de la constante "Y" trouvées dans la littérature pour le traitement d'effluents papetiers	172
5.24	Tableau synthèse des calculs de TSUO pour les données de l'UQTR	174
5.25	Tableau comparatif des concentrations de lignine pour le BRM #2 et le SBAC (TRH = 48 heures, Qair = 0,7 vvm et TRB = 15 jours)	201

5.26	Tableau comparatif des concentrations de lignine pour le BRM #2 et le SBAC (TRH = 36 heures, Qair = 0,6 vvm et TRB = 15 jours)	201
5.27	Tableau comparatif des concentrations de lignine pour le BRM #2 et le SBAC (TRH = 24 heures, Qair = 0,8 vvm et TRB = 15 jours)	202
5.28	Mesure de lignine pour un TRH de 48 heures (comparaison des TRB)	203
5.29	Mesure de lignine pour un TRH de 36 heures (comparaison des TRB)	203
5.30	Mesure de lignine pour un TRH de 24 heures (comparaison des TRB)	204
5.31	Comparaison des concentrations AGR et des performances d'enlèvement obtenues avec le SBAC et le BRM #2	205
5.32	Comparaison des performances d'enlèvement des AGR pour les différents bioréacteurs à membranes utilisés	207

LISTE DES FIGURES

2.1	Principe de la séparation par membranes externes	8
2.2	Schéma type d'un bioréacteur à membranes externes	9
2.3	Distribution des membranes selon leur seuil de coupure	11
2.4	Phases de croissance des microorganismes (Concentration des microorganismes vs Temps)	17
2.5	Description des plages d'applications de trois modèles de la la relation de Michaelis-Menten	20
4.1	Montage utilisé pour la caractérisation des membranes	32
4.2	Schéma des bioréacteurs à membranes internes de type fibres creuses	35
4.3	Schéma des bioréacteurs à membranes internes planes	37
4.4	Schéma de traitement conventionnel par boues activées	38
4.5	Illustration d'un plan factoriel classique (3^3) versus un design de type "D-Optimal"	51
5.1	Exemple de flores microbiennes présentes dans le BRM #1	60
5.2	Exemple de flores microbiennes présentes dans le BRM #2	61
5.3	Exemple de flores microbiennes présentes dans le Plane #1	63
5.4	Exemple de flores microbiennes présentes dans le Plane #2	64
5.5	Exemple de flores microbiennes présentes dans le SBAC	65
5.6	Flux standardisé pour l'essai avec les solutés de référence	67
5.7	Flux standardisé pour l'essai avec l'affluent	69

5.8	Flux standardisé pour l'essai avec l'effluent	70
5.9	Flux standardisé pour l'essai avec la liqueur mixte concentrée	71
5.10	Flux standardisé pour l'essai avec la liqueur mixte diluée	72
5.11	Photos de membranes pour l'essai avec les solutés de référence	73
5.12	Photos de membranes pour l'essai avec l'affluent	74
5.13	Photos de membranes pour l'essai avec l'effluent	74
5.14	Photos de membranes pour l'essai avec la liqueur mixte diluée	75
5.15	Photos de membranes pour l'essai avec la liqueur mixte concentrée	75
5.16	Diagramme de Pareto standardisé pour le flux de perméat du bioréacteur avec les données de l'UQTR (effets principaux seulement)	87
5.17	Diagramme de Pareto standardisé pour le flux de perméat du bioréacteur avec les données de l'UQTR (effets principaux et interactions)	88
5.18	Diagramme de Pareto standardisé pour le flux de perméat du bioréacteur avec les données de Tembec (effets principaux seulement)	89
5.19	Diagramme de Pareto standardisé pour le flux de perméat du bioréacteur avec les données de Tembec (effets principaux et interactions)	90
5.20	Variation du flux pour le BRM #1	95
5.21	Variation du TRH pour le BRM #1	97
5.22	Variation des SSLM pour le BRM #1	99
5.23	Variation du % d'enlèvement de la DCO pour le BRM #1	100
5.24	Variation du % d'enlèvement de la DBO ₅ pour le BRM #1	102
5.25	Variation du % d'enlèvement des SS pour le BRM #1	104

5.26	Variation du % d'enlèvement des ST pour le BRM #1	105
5.27	Variation du % d'enlèvement des SD pour le BRM #1	106
5.28	Variation du flux pour le BRM #2	109
5.29	Variation du TRH pour le BRM #2	111
5.30	Variation des SSLM pour le BRM #2	112
5.31	Variation du % d'enlèvement de la DCO pour le BRM #2	113
5.32	Variation du % d'enlèvement de la DBO _s pour le BRM # 2	115
5.33	Variation du % d'enlèvement des SS pour le BRM #2	116
5.34	Variation du % d'enlèvement des ST pour le BRM #2	117
5.35	Variation du % d'enlèvement des SD pour le BRM #2	119
5.36	Variation du flux pour le Plane #1	121
5.37	Variation du TRH pour le Plane #1	123
5.38	Variation des SSLM pour le Plane #1	124
5.39	Variation du % d'enlèvement de la DCO pour le Plane #1	126
5.40	Variation du % d'enlèvement de la DBO _s pour le Plane #1	128
5.41	Variation du % d'enlèvement des SS pour le Plane #1	129
5.42	Variation du % d'enlèvement des ST pour le Plane #1	130
5.43	Variation du % d'enlèvement des SD pour le Plane #1	132
5.44	Variation du flux pour le Plane #2	135
5.45	Variation du TRH pour le Plane #2	136
5.46	Variation des SSLM pour le Plane #2	137
5.47	Variation du % d'enlèvement de la DCO pour le Plane #2	138

5.48	Variation du % d'enlèvement de la DBO _s pour le Plane #2	140
5.49	Variation du % d'enlèvement des SS pour le Plane #2	141
5.50	Variation du % d'enlèvement des ST pour le Plane #2	143
5.51	Variation du % d'enlèvement des SD pour le Plane #2	144
5.52	Variation du TRH pour le SBAC	146
5.53	Variation des SSLM pour le SBAC	147
5.54	Variation du % d'enlèvement de la DCO pour le SBAC	149
5.55	Variation du % d'enlèvement de la DBO _s pour le SBAC	150
5.56	Variation du % d'enlèvement des SS pour le SBAC	152
5.57	Variation du % d'enlèvement des ST pour le SBAC	153
5.58	Variation du % d'enlèvement des SD pour le SBAC	154
5.59	Diagramme de Pareto pour l'enlèvement de la DCO (effets principaux seulement)	176
5.60	Diagramme de Pareto pour l'enlèvement de la DCO (effets principaux et interactions)	177
5.61	Surface de réponse de l'enlèvement de la DCO pour le couple de paramètres TRH - TRB (effets principaux et interactions)	179
5.62	Diagramme de Pareto pour l'enlèvement de la DBO _s (effets principaux seulement)	180
5.63	Diagramme de Pareto pour l'enlèvement de la DBO _s (effets principaux et interactions)	181
5.64	Surface de réponse de l'enlèvement de la DBO _s pour le couple de paramètres TRH - TRB (effets principaux et interactions)	182
5.65	Diagramme de Pareto pour l'enlèvement des ST (effets principaux seulement)	183

5.66	Diagramme de Pareto pour l'enlèvement des ST (effets principaux et interactions)	185
5.67	Diagramme de Pareto pour l'enlèvement des SD (effets principaux seulement)	186
5.68	Diagramme de Pareto pour l'enlèvement des SD (effets principaux et interactions)	187
5.69	Diagramme de Pareto pour la CL-50 résiduelle de l'effluent pour les daphnies (effets principaux seulement)	188
5.70	Diagramme de Pareto pour la CL-50 résiduelle de l'effluent pour les daphnies (effets principaux et interactions)	189
5.71	Surface de réponse de la CL-50 pour le couple de paramètres TRH - Q_{air} (effets principaux et interactions)	191
5.72	Diagramme de Pareto pour l'enlèvement des extractibles (effets principaux seulement)	192
5.73	Diagramme de Pareto pour l'enlèvement des extractibles (effets principaux et interactions)	193

LISTE DES SYMBOLES ET ABRÉVIATIONS

a	Coefficient d'utilisation d'oxygène pour le métabolisme des microorganismes (mg O ₂ consommé/mg DBO _x enlevé)
	Valeur de la pente trouvée par régression linéaire (annexe III)
ABS	Copolymère d'acrylonitrile, butadiène et styrène
AGR	Acide gras et résineux
b	Coefficient d'utilisation d'oxygène pour la respiration endogène par les microorganismes (mg O ₂ consommé/mg SSLM oxydé/j)
	Valeur de l'ordonnée à l'origine trouvée par régression linéaire (annexe III)
BRM	Bioréacteur à membranes
BRM #1	Bioréacteur à membranes à fibres creuses #1
BRM #2	Bioréacteur à membranes à fibres creuses #2
CL-50	Concentration de l'effluent nécessaire pour causer 50 % de mortalité des organismes mis en contact (%)
C _{mem}	Concentration de la solution à la surface de la membrane (kg/m ³)
C _{perm}	Concentration du perméat (kg/m ³)
C _{sol}	Concentration de la solution d'alimentation (kg/m ³)
D	Diamètre du tube de la membrane (m)

D_{AB}	Coefficient de diffusivité massique du composé A (m/s)
DBO_5	Demande biochimique en oxygène durant cinq jours (mg/L)
DCO	Demande chimique en oxygène (mg/L)
D_h	Taux de dilution ($1/t_h$) (j^{-1})
D_p	Taux de vidange des boues ($1/\theta_c$) (j^{-1})
f	Coefficient de séparation globale, sans dimension
f'	Coefficient de séparation intrinsèque, sans dimension
F_0	Valeur calculée du test de Fischer
F_c	Valeur tabulée du test de Fischer
h	Heure
IVB	Indice de volume des boues (mL/g)
j	Jour
J	Flux de perméat (m/s)
J_A	Flux massique de diffusion du composé A ($kg/m^2/s$)
J_f	Flux final de perméat quand l'équilibre n'est pas atteint (m/s)
J_o	Flux initial lors de la mise en opération (m/s)
J_{ss}	Flux final de perméat à l'équilibre (m/s)
J_w	Flux à l'eau pure (m/s)
J_{wf}	Flux final à l'eau pure (m/s)
J_{wi}	Flux initial à l'eau pure (m/s)
$k = q_{max}/K_s$	Constante ($L/mg/j$)
k_1	Constante (j^{-1})

k_d	Coefficient de respiration endogène (j^{-1})
K_m	Coefficient global de transfert de masse (m/s)
K_s	Constante de Michaelis-Menten (mg/L)
L_p	Perméabilité hydraulique de la membrane (m/Pa/s)
m_s	Coefficient de maintenance (j^{-1})
n	Nombre d'observations
O_2	Concentration d'oxygène (mg/L)
p	Niveau de probabilité (%)
ΔP	Gradient de pression appliqué (Pa)
Plane #1	Bioréacteurs à membranes planes #1
Plane #2	Bioréacteurs à membranes planes #2
P.M.	Poids moléculaire
q	Taux spécifique d'enlèvement du substrat (j^{-1})
Q_{air}	Débit d'aération fourni (vvm)
q_{max}	Taux maximum d'enlèvement du substrat (j^{-1})
Q_o	Débit d'entrée de l'affluent (L/j)
Q_w	Quantité journalière de boue vidangée (L/j)
r	Coefficient de régression linéaire, sans dimension
r^2	Coefficient de régression multiple au carré, sans dimension
r_{aj}^2	Coefficient de régression multiple ajusté au carré, sans dimension
Re	Nombre de Reynolds = $wD\rho/\eta$, sans dimension
R_f	Résistance hydraulique totale du film (m^{-1})

R_g	Résistance spécifique du gâteau (m^{-1})
R_{ir}	Résistance due à l'encrassement irréversible = $(R_{mf} - R_{mi})$ (m^{-1})
R_{IV}	Modèle de résolution IV
R_m	Résistance hydraulique de la membrane (m^{-1})
R_{mf}	Résistance hydraulique finale de la membrane (m^{-1})
R_{mi}	Résistance hydraulique initiale de la membrane (m^{-1})
R_{re}	Résistance due à l'encrassement réversible = $(R_f - R_{mf})$ (m^{-1})
R_V	Modèle de résolution V
s	Écart-type
s^2	Variance
S	Concentration du substrat (mg/L)
SBAC	Système de boues activées conventionnel
SD	Solides dissous (mg/L)
S_e	Concentration du substrat dans l'effluent (mg/L)
S_o	Concentration du substrat dans l'affluent (mg/L)
SS	Solides en suspension (mg/L)
SSLM	Concentration en solides en suspension totales dans la liqueur mixte du bioréacteur (kg/m^3 ou mg/L)
SSVLM	Concentration en solides volatiles en suspension totales dans la liqueur mixte du bioréacteur (kg/m^3 ou mg/L)
ST	Solides totaux (mg/L)
t	Temps (j) ou (s)
	Valeur calculée du test de Student

t_c	Valeur tabulée du test de Student
t_1	Temps initial pour la mesure de la croissance cellulaire (j)
t_2	Temps final pour la mesure de la croissance cellulaire (j)
T	Température ($^{\circ}$ C)
TRB	Temps de rétention des boues (j)
t_h ou TRH	Temps de rétention hydraulique (h ou j)
TSUO	Taux spécifique d'utilisation d'oxygène (mg O ₂ / mg SSVLM /j)
TUO	Taux d'utilisation d'oxygène (mg O ₂ / L /j)
UQTR	Université du Québec à Trois - Rivières
V	Volume du bioréacteur (L)
VSB	Volume de sédimentation des boues (mL/L)
vvm	Volume d'air fourni / volume du bioréacteur / minute
w	Vitesse linéaire d'écoulement (m/s)
w_A	Fraction massique du composé A, sans dimension
\bar{x}	Moyenne arithmétique des observations en x
x_i	Valeur de la ième observation en x
X	Concentration cellulaire à t = t (mg/L)
X_1	Concentration cellulaire à t = t_1 (mg/L)
X_2	Concentration cellulaire à t = t_2 (mg/L)
X_{\max}	Concentration cellulaire maximale atteinte (mg/L)
X_0	Concentration cellulaire à t = 0 (mg/L)

$X_{v,a}$	Concentration de la biomasse à l'équilibre dans le bioréacteur (mg/L) ou (mg/mg)
ΔX_v	Production nette de biomasse (mg/j)
\bar{y}	Moyenne arithmétique des observations en y
y_i	Valeur de la ième observation en y
Y	Coefficient de production de biomasse (g SSVLM/ g de substrat enlevé)
Y_{min}	Coefficient minimum de production de biomasse (g SSVLM/ g de substrat enlevé)
α	Probabilité de commettre une erreur dans l'évaluation du paramètre, sans dimension
η	Viscosité dynamique de la liqueur mixte (Pa s)
η_p	Viscosité dynamique du perméat (Pa s)
η_w	Viscosité dynamique de l'eau (Pa s)
μ	Taux de croissance de la biomasse (j^{-1})
μ_m	Taux de croissance maximal de la biomasse (j^{-1})
μ_0	Valeur hypothétique de la moyenne
$\Delta\pi$	Gradient de pression osmotique (Pa)
σ	Coefficient de réflexion de Starverman ($= \Delta p / \Delta\pi$ à $J_w = 0$), sans dimension
ρ	Masse volumique des boues (kg/m ³)
θ_c	Âge des boues (j)

CHAPITRE I

INTRODUCTION

1.1 Renforcement de la réglementation applicable aux effluents de pâtes et papiers

Depuis le début des années 70, les divers paliers de gouvernement (fédéral et provincial) ont augmenté sans cesse les exigences environnementales à l'égard des rejets aux effluents des compagnies de pâtes et papiers. Cette réglementation se limitait seulement au début aux rejets de solides en suspension. Toutefois, au fil des années, de nouveaux paramètres se sont ajoutés à cette liste et l'industrie des pâtes et papiers doit maintenant satisfaire des normes plus restrictives de rejet en terme de demande biochimique en oxygène et de toxicité. De plus, le Règlement sur les attestations d'assainissement (Q-2, r.1.01) (1) prévoit pour les années à venir des exigences encore plus sévères que celles du Règlement sur les fabriques de pâtes et papiers (Q-2, r.12.1) (2). Celles-ci tiendront compte cette fois-ci, non pas de normes universelles pour toutes les entreprises, mais plutôt de la capacité tampon du milieu récepteur. Donc plus le milieu récepteur où l'industrie sera située sera fragile, plus les exigences à satisfaire seront élevées. Les industries devront donc prendre le tournant des années 2000 et se diriger peu à peu vers un rejet nul ou la fermeture des circuits. De nouvelles technologies devront donc être développées pour permettre à l'industrie de rencontrer ces nouvelles normes tout en restant compétitive. Les technologies de séparation par membranes et plus précisément celle des bioréacteurs à membranes s'inscrivent dans cette nouvelle optique de traitement (3). En effet, grâce à ce type de système, on peut obtenir un effluent d'excellente qualité qui pourrait être potentiellement recyclé à l'intérieur du procédé suite à un traitement subséquent à l'aide de membranes plus sélectives (4). On peut ainsi obtenir des gains sur les coûts de production en économisant entre autres, sur la quantité d'eau consommée.

1.2 Description du partenaire économique

La compagnie associée à cette étude est la compagnie Tembec Inc. Son complexe situé à Témiscaming compte 7 filiales: l'usine de bisulfite, les usines Temcell I et II qui produisent de la pâte PCTMB (Pâte chimicothermomécanique blanche), l'usine Temboard qui produit du carton, les complexes Temfibre qui utilisent les lignosulfonates pour fabriquer différents produits, Temeco qui produit de l'alcool et la scierie TKL.

Présentement, Tembec possède un système de traitement secondaire par boues activées qui traite les effluents des différentes divisions satellites. Toutefois, pour faire face aux nouvelles réglementations, la compagnie Tembec a expérimenté plusieurs solutions (ultrafiltration, bioréacteur anaérobie, cryogénie et bioréacteur à membranes) pour améliorer l'efficacité de son système de traitement existant. Parmi les systèmes testés jusqu'en 1993, la compagnie Tembec avait déterminé que le bioréacteur à membranes (BRM) était la technologie la plus prometteuse. Elle a donc décidé de poursuivre l'expérience jusqu'à l'échelle pilote et de s'adoindre deux universités, soient l'UQTR et l'INRS-eau pour poursuivre cette étude de faisabilité.

1.3 Description des systèmes de bioréacteurs à membranes

La terminologie "Bioréacteur à membranes" indique bien de quoi est constituée cette nouvelle technologie. Il s'agit d'un jumelage entre un traitement conventionnel par bioréacteur (boues activées) et la technologie de la séparation par membranes. Le système de bioréacteur à membranes possède plusieurs caractéristiques qui le distingue d'un système des boues activées conventionnel. Les principales différences sont: (i) le clarificateur secondaire est remplacé par des systèmes de séparation par membranes, (ii) la technologie du BRM permet de maintenir une concentration élevée de biomasse dans le bioréacteur (au-delà de 25 g/L comparativement à 2 à 8 g/L dans les systèmes de boues activées conventionnelles) et (iii) l'effluent final est virtuellement exempt de tout solides en suspension.

Les membranes utilisées peuvent être placées dans un module externe au bioréacteur ou encore directement à l'intérieur du bioréacteur. Les modules externes permettent de pomper la liqueur mixte à grande vitesse à l'intérieur du module de façon à minimiser l'encrassement. Par contre, les coûts d'énergie pour le pompage de la liqueur mixte (un fluide visqueux) sont très élevés et nuisent à l'implantation à grande échelle de bioréacteurs à membranes. Les modules internes de membrane permettent quant à eux d'avoir un système de traitement plus compact et d'économiser sur les coûts de pompage (5). Dans le cadre de ce projet, la technologie des modules internes de membrane a été choisie pour les possibilités qu'elle offre.

1.4 Impacts scientifiques du projet

Malgré les nombreux avantages que semblent offrir les bioréacteurs à membranes, les causes exactes des bonnes performances obtenues étaient encore méconnues et les tentatives de modélisation peu nombreuses (6). Les applications en pâtes et papiers de ce type de système sont encore pratiquement inexistantes. Aucun modèle de biodégradation des matières organiques et de production de biomasse ne s'était avéré efficace pour représenter les performances obtenues dans ces bioréacteurs. De plus, très peu de connaissances existaient sur le rôle réel des membranes dans les bioréacteurs servant au traitement des eaux usées.

Le but de cette étude fut donc de permettre l'acquisition de certaines connaissances nouvelles entourant la technologie des bioréacteurs à membranes. Ce travail comprend en autre, les cinétiques de biodégradation du substrat (matière organique), de production de boues et d'utilisation d'oxygène, l'évaluation des modèles classiques de biodégradation, la modélisation des performances du système en fonction des conditions d'opération, des données sur le rôle joué par les membranes à l'intérieur des BRM et des essais de modélisation des flux. Les connaissances ainsi acquises permettront d'optimiser le système de bioréacteur à membranes, tant au niveau des performances d'enlèvement

de la matière organique que du flux de perméat. Tous les résultats obtenus sont présentés au chapitre 5.

Cette étude comprend aussi une comparaison de deux différents seuils de coupure de membranes. Ce genre d'étude comparative était inexistante dans la littérature. Un autre point exclusif de ce travail consiste dans le fait de pouvoir comparer les résultats de l'opération parallèle d'un bioréacteur à membranes avec celle d'un système de traitement conventionnel.

1.5 Impacts économiques du projet

Le Canada est un leader mondial dans la production de pâte mécanique et il contribue à 30% de la production mondiale de ce type de pâte. Cette dernière a augmenté de plus de 50 % entre 1982 et 1989. De plus, les pâtes PCTMB ont connu une croissance cinq fois plus importante que celles des pâtes mécaniques et cette croissance s'est encore accentuée entre 1989 et 1991 (7). Le choix du traitement d'un effluent correspondant à ce type de production de pâte était donc logique pour ce projet. En effet, le marché pour le traitement de ce type d'effluent très concentré en contaminants, sera lui aussi grandissant avec les changements dans la réglementation et avec la philosophie des usines de réduire leur consommation d'eau.

Le marché de l'environnement est florissant. On a estimé pour 1989 à 100 milliards de dollars les dépenses en environnement aux États-Unis et entre 8,5 et 10 milliards de dollars pour le Canada. Les enveloppes disponibles pour les technologies de traitement sont donc très importantes. Selon une étude réalisée par la firme Zénon Inc., afin de cerner le potentiel commercial de la technologie de séparation par membranes, on évalue à 3,5 milliards le marché nord-américain de l'équipement pour le traitement des eaux (7).

Une étude comparative de deux systèmes de traitement des eaux usées (aérobie et anaérobie) d'usines de PCTMB en Suède a estimé que les coûts d'immobilisation seraient de l'ordre de 4,1 à 4,7 millions de dollars pour le système aérobie et de 5,9 à 6,5 millions de dollars pour le système anaérobie. La production de chaque usine est de 120 000 t/a (7). Le tableau 1.1 présente les autres coûts estimés pour ce système.

TABLEAU 1.1 Coûts comparatifs du traitement des effluents de deux usines de PCTMB (7)

CARACTÉRISTIQUES	USINE A (AÉROBIE)	USINE B (ANAÉROBIE)
Production	120 000 t/a	120 000 t/a
Charge en DBO ₅	20 000 kg/j	20 000 kg/j
Charge en SS	1 500 mg/L	1 500 mg/L
Réduction de DBO ₅	Environ 95 %	Environ 95 %
Production de boues	1 100 m ³ /j	400 m ³ /j
Électricité consommée	11 000 kWh/j	5 000 kWh/j
Production de méthane	-----	7 000 m ³ /j
Coûts d'opération	0,52 \$/m ³	0,42 \$/m ³
Coûts moins la récupération du méthane	0,52 \$/m ³	0,24 \$/m ³
Coûts d'opération + Investissement	0,83 à 0,89 \$/m ³	0,82 à 0,87 \$/m ³
Coûts d'opération + Investissement (moins la récupération du méthane)	0,83 à 0,89 \$/m ³	0,64 à 0,69 \$/m ³

Les coûts montrés dans ce tableau peuvent sembler élevés pour le Canada mais ils donnent une bonne idée des impacts de la nouvelle réglementation sur les coûts futurs

de traitement puisque la réglementation est présentement plus sévère en Suède qu'au Canada. Le coût de la technologie des bioréacteurs à membranes devra donc être compétitif avec ces coûts pour être rentable. Le coût de cette technologie pourrait, pour quelque temps encore, être légèrement supérieur au coût d'un traitement conventionnel (Les technologies existantes pour le traitement d'effluents de PCTM sont présentées à l'annexe I) dû au prix élevé des membranes et du surplus d'aération à fournir au système. Cette différence de coût devrait toutefois s'amenuiser avec la baisse du prix des membranes. Cependant, il est reconnu que cette technologie est plus efficace que les technologies existantes et qu'elle produit moins de boues. Ces deux avantages viennent donc compenser pour les coûts plus élevés de la technologie des bioréacteurs à membranes. En effet, comme on le sait, les coûts d'élimination des boues ne feront qu'augmenter au fil des années et, par conséquent, cette technologie deviendra de plus en plus intéressante.

Les possibilités de mise en marché de la technologie des bioréacteurs à membranes sont excellentes si l'on arrive à optimiser suffisamment ce type de système afin que les coûts d'utilisation soient compétitifs avec les systèmes existants. La faisabilité d'un transfert de technologie sera fonction des solutions trouvées aux limites d'utilisation pour les bioréacteurs à membranes (problèmes de pertes de flux, gestion des boues, aération, ...). Ce projet de recherche prend donc ici toute son importance et l'on peut donc mesurer tout son potentiel, tant scientifique qu'économique.

CHAPITRE II

REVUE DE LITTÉRATURE

2.1 Théorie générale entourant la séparation par membranes

Les membranes sont des barrières microporeuses constituées de matériaux polymériques, céramiques ou métalliques, qui peuvent être utilisées dans les procédés de séparation. La séparation par membranes est donc plus qu'une simple filtration physique à l'échelle moléculaire. À la surface d'une membrane en contact avec une solution, il y a établissement d'un équilibre à l'interface membrane-solution (8).

En effet, les procédés de séparation par membranes utilisent la pression comme force motrice pour fractionner les contaminants des eaux. Cette séparation se fait principalement selon les interactions entre les molécules de soluté, de solvant et la membrane (fonction potentielle). La forme ou le poids moléculaire des constituants en présence joue aussi un rôle important (effet stérique). Au cours de ce processus, les éléments de faibles poids moléculaires passent à travers la membrane pour former le perméat. Les constituants de poids moléculaires plus élevés, ou ceux qui subissent des répulsions électrostatiques ou de Van der Waals, sont retenus par la membrane pour former le concentrat (9).

La figure 2.1, illustre de façon très générale, le principe de la séparation par membranes. Habituellement, le but visé est d'obtenir un perméat pouvant, avec ou sans traitement subséquent, être recyclé comme eau de procédé. Pour ce qui est du concentrat, on peut soit y récupérer des produits utiles ou en disposer par évaporation et incinération par exemple.

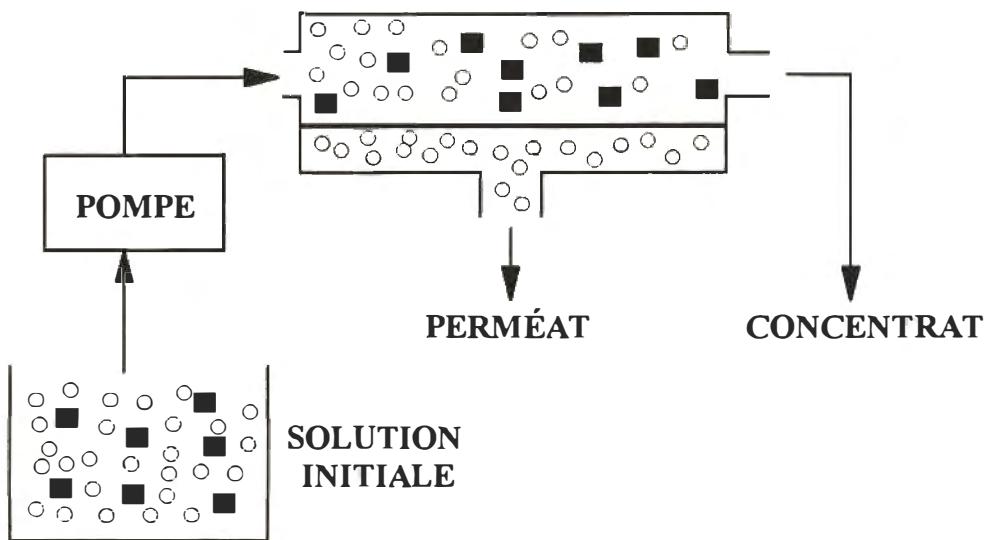


FIGURE 2.1 Principe de la séparation par membranes externes

Dans le cas d'une utilisation à l'intérieur d'une chaîne de traitement des eaux (remplacement du clarificateur secondaire par une membrane), le perméat doit pouvoir être rejeté au cours d'eau récepteur sans traitement subséquent, tandis que la majeure partie du concentrat (la liqueur mixte filtrée) est retournée à l'intérieur du bioréacteur (pour maintenir une forte concentration de microorganismes dans le bioréacteur). L'autre partie du concentrat est purgée quotidiennement du système. La figure 2.2 illustre un schéma type d'écoulement d'un bioréacteur à membranes externes.

Pour ce qui est du montage expérimental utilisé, il fut légèrement différent. En effet, la membrane était située à l'intérieur du bioréacteur, le concentrat n'avait pas à être recirculé puisqu'il demeurait à l'intérieur du bioréacteur. Le perméat était alors le seul courant de sortie du bioréacteur avec la purge des boues.

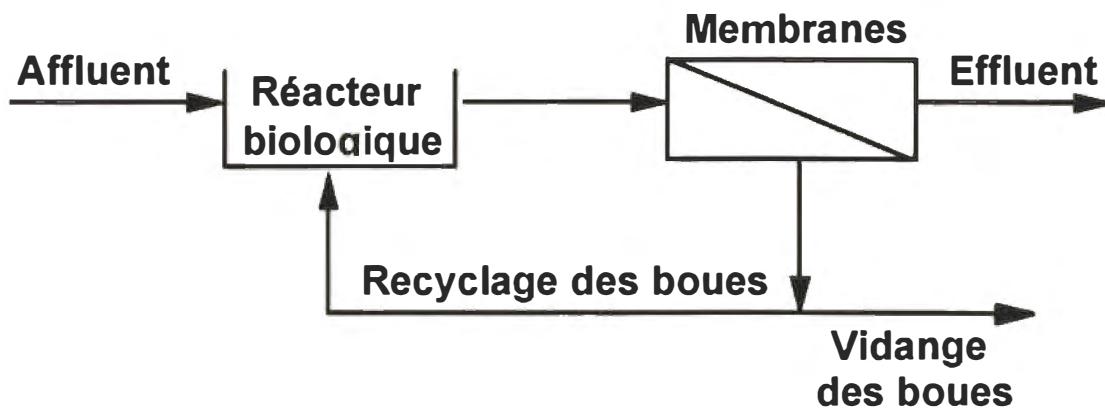


FIGURE 2.2 Schéma type d'un bioréacteur à membranes externes

Les membranes sont caractérisées habituellement par les paramètres suivants: le seuil de coupure moléculaire ou la taille et la distribution en taille des pores, le flux de perméat de solvant pur à une pression donnée ou la perméabilité intrinsèque. Le seuil de coupure représente la taille approximative des molécules qui seraient rejetées si le poids moléculaire était le seul paramètre à considérer. Le flux est quant à lui exprimé en terme de débit de perméat par unité de surface de la membrane. On exprime ainsi la perméabilité de la membrane à une pression et une température d'opération donnée.

Une autre façon de classifier les membranes consiste à comparer leur taux de rejet d'un produit spécifique et ce pour certaines conditions d'opération prédéterminées. On peut évaluer ainsi les effets des interactions ayant lieu à l'intérieur des membranes. Par exemple, pour le chlorure de sodium (NaCl), on peut s'attendre à des taux de rejets variant de 0% à 10% en ultrafiltration, de 10% à 40% pour la nanofiltration et de 50% à 99,9% pour une séparation par osmose inverse (9).

L'efficacité de séparation obtenue peut être exprimée de deux façons soit:

$$\text{Coefficient de séparation globale (f): } f = \frac{(C_{sol} - C_{perm})}{C_{sol}} \cdot$$

*: Pour la définition des termes et des unités utilisés dans cette thèse ainsi que dans toutes les équations à venir, voir la "Liste des symboles et abréviations" au début de celle-ci.

$$\text{Coefficient de séparation intrinsèque (f'): } f' = \frac{(C_{mem} - C_{perm})}{C_{mem}}$$

On peut donc apprécier, à la lumière de ces deux équations, que la séparation globale mesurée expérimentalement ne représente pas la séparation effectuée par la membrane. La séparation réelle effectuée par la membrane est en fait caractérisée par le coefficient de séparation intrinsèque (10).

Le choix d'une bonne membrane est crucial puisque l'efficacité opérationnelle et économique d'un traitement par membranes dépendra fortement du type de membrane utilisé ainsi que de la configuration de la membrane choisie et des conditions d'opération. Un mauvais choix de membrane pourrait injustement faire rejeter l'option d'un traitement par membranes dans une analyse de solutions pour un problème donné (11).

Plusieurs types de procédés de séparation par membranes peuvent être utilisés dans l'industrie des pâtes et papiers. On peut mentionner entre autres, la microfiltration, l'ultrafiltration, la nanofiltration et l'osmose inverse. La figure 2.3 présente ces différents types de membranes en fonction de leur seuil de coupure moléculaire.

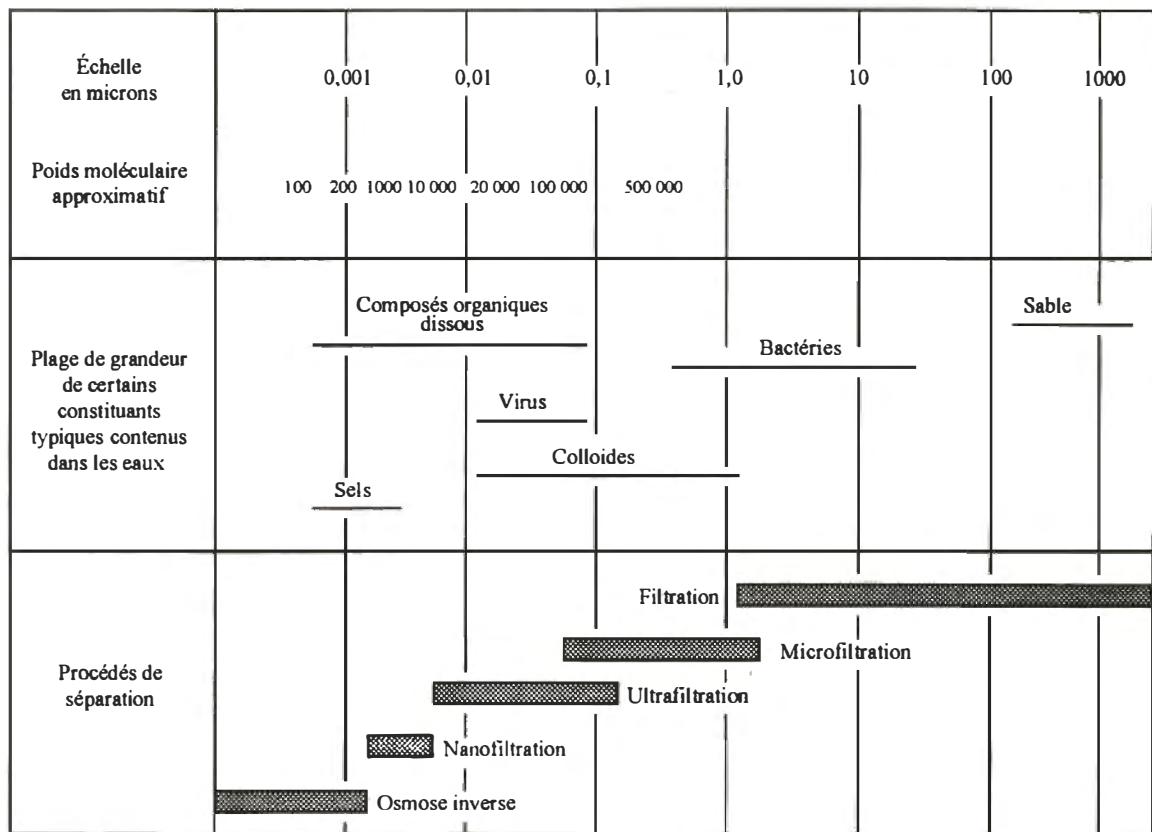


FIGURE 2.3 Distribution des membranes selon leur seuil de coupure (12)

La figure 2.3 montre que les systèmes de microfiltration possèdent des pores variant d'un peu moins de 0,1 à quelques microns. Ils sont utilisés pour l'enlèvement des solides en suspension ainsi que pour l'enlèvement des bactéries ou autres microorganismes de tailles supérieures à 0,22 micron. Les systèmes d'ultrafiltration et de nanofiltration possèdent des pores beaucoup plus petits (0,001 à 0,1 micron) et ils peuvent ainsi séparer les macromolécules dissoutes. La nanofiltration permet aussi la séparation d'ions multivalents. Les procédés d'osmose inverse utilisent des membranes de tailles variant de 0,0001 à 0,001 micron. Il est alors possible de séparer les ions monovalents compris dans l'effluent. Toutefois, on doit se rappeler que plus petits sont les pores d'une

membrane, plus grande sera la séparation mais, plus grande devra aussi être la pression d'opération et plus petits seront les débits de perméat (13).

Pour bien utiliser les membranes, on doit aussi tenir compte de leurs limites d'opération. Ces limites peuvent être d'ordre théorique, dues aux matériaux ou encore liées au fonctionnement. Au niveau des limites théoriques, on doit porter une attention particulière aux limites de concentration et à la polarisation. En effet, l'augmentation de la concentration des solides en suspension provoque une augmentation de la viscosité qui peut nuire au pompage. Au niveau des matériaux, les membranes subissent divers types d'agression: physique (température et pression), chimique (pH, solvant ou entartrage) et au niveau biologique (dégradation enzymatique bactérienne) qui peuvent nuire à leur efficacité. Finalement, au niveau du fonctionnement, on rencontre divers problèmes dont le colmatage qui cause des pertes de débit et/ou de sélectivité. La maintenance (stérilisation, nettoyage et remplacement) peut aussi détériorer les membranes (14). Il est donc primordial de bien utiliser les membranes pour demeurer à l'intérieur de leurs limites d'opération.

2.2 Modélisation du flux de perméat

L'un des points critiques pour la rentabilité de l'opération de bioréacteurs à membranes est le contrôle de la baisse de flux durant l'opération du système. Certains auteurs ont beaucoup travaillé à approfondir les causes et solutions possibles de l'enrassement des membranes (15). Le processus d'enrassement biologique peut se décrire comme suit: a) Insertion de macromolécules, b) Adhésion primaire des cellules à adhésion rapide, c) Colonisation et croissance des bactéries avec une adhésion subséquente de différentes espèces, excrétion de polymères extracellulaires (slime) et développement d'un biofilm, d) Blocage irréversible de la membrane lorsque les techniques de désinfection sont inefficaces. Le processus d'enrassement biologique dépend de plusieurs facteurs regroupés en trois catégories: les microorganismes, la surface de la membrane et la

qualité du liquide traité. L'approche habituelle pour éliminer l'encrassement biologique est de désinfecter la membrane avec des produits chlorés. Toutefois, ce traitement peut être inefficace si le biofilm peut se protéger de l'attaque du chlore. Dans le cas où il est impossible de chlorer, la formaldéhyde est le deuxième choix.

Flemming et Schaule (15) décrivent aussi des essais d'adhésion qui ont été réalisés en immergeant un échantillon de membrane dans une suspension de bactéries agitée doucement. La densité de cellules était par la suite mesurée après une période d'incubation donnée. Le comptage des cellules s'est fait de manière directe en utilisant un microscope à 1000X et en comptant les cellules présentes dans 40 champs. Le nombre de cellules adhérentes présentes suivait une distribution logarithmique normale. Les nutriments présents semblent influencer l'adhésion des cellules. Flemming et Schaule (15) n'ont pas trouvé de substances qui peuvent détacher efficacement les cellules de la membrane. Les seules méthodes vraiment efficaces sont le nettoyage mécanique et le traitement par ultrasons. Lors d'un traitement aux ultrasons, toutes les bactéries sont relâchées et peuvent être détectées en suspension. La cinétique de rattachement des bactéries est la même avant et après le traitement aux ultrasons. La viabilité des cellules n'est pas affectée par ce traitement. Les ultrasons sont toutefois à employer avec prudence car un autre auteur a constaté que les parties collées des membranes peuvent être endommagées par les ultrasons (15).

Puisque dans un bioréacteur à membranes l'encrassement est important, on doit prévoir la fréquence optimum des nettoyages pour maintenir un bon flux de perméat et la fréquence des changements de membranes. La plupart des modèles de flux ont comme base commune ces diverses équations:

a) Flux en fonction du coefficient de diffusion (Loi de Fick)

$$J_A = - \rho D_{AB} \nabla w_A \quad (16, 17 \text{ et } 18)$$

b) Flux à l'eau pure en fonction de la pression appliquée

$$J_w = L_p (\Delta P) \quad (17,19)$$

c) Flux en fonction de la pression et de la résistance du film et de la membrane

$$J = \frac{\Delta P}{\eta_p (R_m + R_g)} \quad (20)$$

R_m peut être déterminé facilement si l'on fait passer de l'eau ultra pure à travers la membrane puisque à ce moment, $R_g = 0$. On peut donc par la suite déterminer R_g en utilisant la membrane dans le fluide à caractériser.

Tel que mentionné précédemment, il est important de pouvoir modéliser la diminution de flux observé. Un modèle est proposé, par Elluard et Maurel (21), pour décrire les variations de flux dans un bioréacteur pour la culture de cellules. La procédure pour obtenir des données sur le flux est la suivante:

- a) Avant chaque essai, la membrane est nettoyée avec un traitement alcali-acide jusqu'à ce que sa perméabilité initiale soit rétablie.
- b) Le flux initial à l'eau pure (J_{wi}) est mesuré et la résistance hydraulique initiale de la membrane (R_{mi}) est calculée par la loi de Darcy: $R_{mi} = \Delta P / (\eta_w J_{wi})$.
- c) Le pilote est rempli avec le fluide à tester et la perméabilité (J) est notée en fonction du temps jusqu'à ce qu'elle devienne constante (J_{ss}) (avec une vitesse d'écoulement et une pression transmembranaire ΔP constante) où jusqu'à la fin de l'expérience si l'équilibre n'est pas atteint (J_f). À la fin de l'expérience, on calcule la résistance hydraulique totale:

$$R_f = \Delta P / (\eta_p J_{ss}) \text{ ou } R_f = \Delta P / (\eta_p J_f)$$

d) Après l'essai, la membrane est rincée pour enlever le fluide testé et le flux final à l'eau (J_{wf}) est mesuré puis la résistance hydraulique de la membrane est calculée (R_{mf}). S'il existe une différence entre les deux résistances hydrauliques calculées ($R_{mf} - R_{mi}$), cela indique qu'il y a eu un encrassement irréversible de la membrane qui ne peut être enlevé que par un traitement physique ou chimique. La partie de l'encrassement qui peut être enlevée par un relâchement de la pression et un rinçage de la membrane est appelé encrassement réversible ($R_f - R_{mf}$).

Le modèle développé consiste en une relation de résistances en série:

$$J = \frac{\Delta P}{\eta_p (R_{mi} + R_{ir} + R_{re})}$$

En supposant que l'encrassement réversible est éliminé durant l'opération et que l'encrassement irréversible est constant durant l'opération, Elluard et Maurel (21) en sont arrivés au modèle suivant:

$$J = \left(\left(\frac{\eta_p R_{mi}}{\Delta P} \right)^2 + \frac{2C_{sol} R_g \eta_p t}{\Delta P} \right)^{-0.5}$$

D'autres modèles ont été développés pour évaluer le flux à partir de paramètres d'opération comme le niveau de solides en suspension de la liqueur mixte du bioréacteur, la charge organique, la pression, la vitesse d'écoulement, etc.. Voici quelques exemples de ces modèles empiriques:

a) Modèle de Krauth et Staab (22)

$$J = J_o e^{K_m \left(\frac{(SSLM-SSVLM) Re}{SSLM} \right)}$$

b) Modèle de Lafforgue-Delorme & al. (23) et Magara et Itoh (24)

$$J = J_o - K_m \log (\text{SSLM})$$

c) Modèle de Sato et Ishii (25)

$$J = 1,245 \left(\left(\frac{\text{SSLM}}{23} \right)^{-2,66} \left(\frac{S_o}{610} \right)^{-3,93} \left(\frac{\eta}{0,481} \right)^{0,936} \right)^{0,348}$$

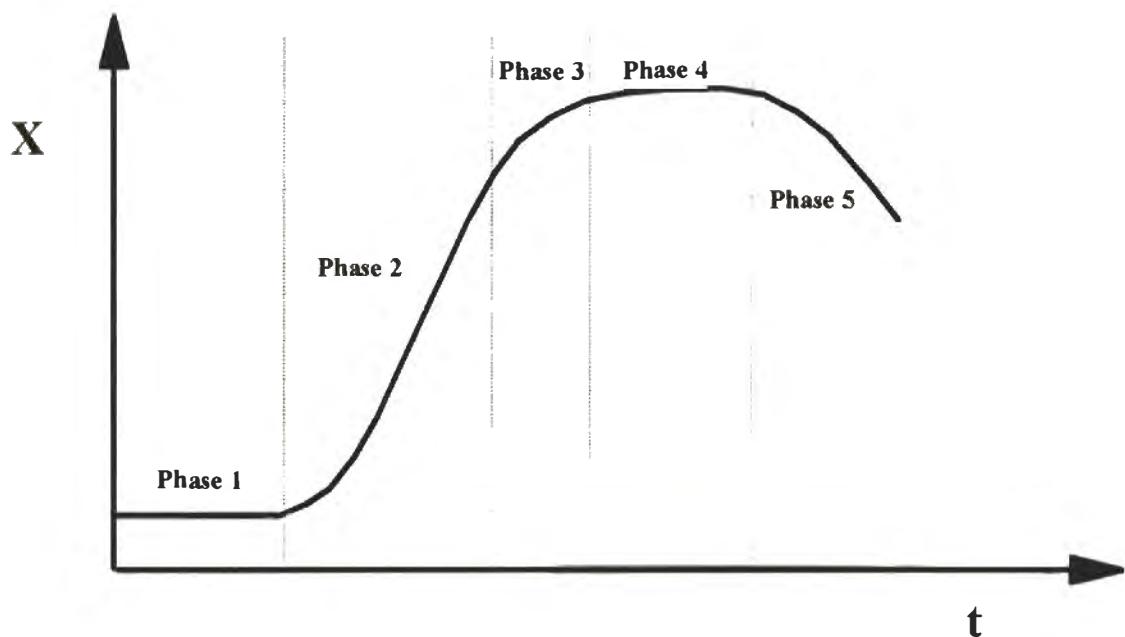
d) Modèle de Sutton & al. (26)

$$J = K_m \log (\text{SSVLM}/\text{SSLM})$$

Ces types de modèles sont uniques pour chaque type de système utilisé et chaque effluent traité. Si l'on veut employer ce genre de modèle, on devra déterminer expérimentalement de nouvelles constantes correspondant à notre propre système et à l'effluent à traiter.

2.3 Théorie générale de la cinétique du traitement biologique

Le traitement biologique des eaux fait appel à différents types de fermentation. Une fermentation se définit comme étant une biodégradation de certaines substances organiques, souvent accompagnée de dégagements gazeux sous l'action d'enzymes sécrétées par les microorganismes. Les microorganismes en présence après l'ensemencement vont se développer jusqu'à épuisement du substrat si l'environnement est favorable. La croissance des microorganismes se fait selon cinq différentes phases qui sont représentées à la figure 2.4 (27). Ces différentes phases sont valables tant en milieu aérobie qu'anaérobiose.

**FIGURE 2.4**

**Phases de croissance des microorganismes
(Concentration des microorganismes vs Temps)**

Phase 1: Phase de latence

Phase d'adaptation où les microorganismes en présence synthétisent les enzymes nécessaires à la métabolisation du substrat. Cette phase est longue lorsque l'eau à traiter n'est pas suffisamment ensemencée avec des souches adaptées. Durant cette phase, il n'y a pas de reproduction cellulaire:

$$X = X_0 = \text{Cte.} \text{ Donc, la vitesse de croissance est nulle: } \frac{dX}{dt} = 0$$

Phase 2: Phase exponentielle de croissance

Phase où le taux de reproduction des microorganismes est maximum et reste constant en présence d'une concentration non limitante de substrat. C'est durant cette phase que le temps de doublage de cellules est minimum. Au cours de cette phase, la vitesse de croissance dX/dt augmente proportionnellement à X (d'où l'allure exponentielle de la courbe). En coordonnées semi-logarithmiques, la courbe a l'allure d'une droite représentée par l'équation suivante:

$$\frac{dX}{dt} \frac{1}{X} = \mu_m \text{ ou encore: } \log(X_2/X_1) = \mu_m (t_2-t_1)$$

Phase 3: Phase de ralentissement

Phase où le milieu de culture s'épuise avec la disparition de un ou plusieurs éléments nécessaires à la croissance des microorganismes. Dans certains cas, la phase de ralentissement peut être due à l'accumulation de produits inhibiteurs provenant du métabolisme bactérien. X continue d'augmenter mais dX/dt diminue.

Phase 4: Phase stationnaire

Phase où X atteint sa valeur maximale X_{max} . La croissance s'arrête, même si les cellules conservent une certaine activité métabolique.

Phase 5: Phase de décroissance (ou encore phase endogène)

Phase où la concentration en cellules vivantes diminue due à l'augmentation du taux de mortalité. Cette mortalité est due à l'autolyse des cellules.

Pour en arriver à modéliser la croissance des microorganismes, on doit tenir compte que, dans la plupart des applications industrielles, les rendements demandés conduisent à de faibles concentrations finales en substrat. La biomasse présente sera donc dans la phase de croissance ralenti. La plupart des modèles proposés tentent de couvrir la totalité de la courbe de croissance. Le modèle de Monod (28) est le plus ancien, c'est également le plus connu, et encore aujourd'hui le plus utilisé. C'est un modèle empirique proche de la relation de Michaelis-Menten relative aux réactions enzymatiques. Avant d'indiquer les applications de ce modèle comme tel, il est bon de définir quelques paramètres de base qui sont utilisés dans les différents modèles dérivés de celui de Monod.

a) Taux spécifique d'enlèvement du substrat

$$q = \frac{1}{X_{v,a}} \left(\frac{dS}{dt} \right) = \frac{Q_o (S_o - S_e)}{V X_{v,a}} = \frac{(S_o - S_e)}{X_{v,a} t_h}$$

b) Taux de croissance de la biomasse

$$\mu = \frac{1}{X_{v,a}} \left(\frac{dX_{v,a}}{dt} \right) = \frac{\Delta X_v / V}{X_{v,a}}$$

c) Taux d'utilisation d'oxygène

$$TSUO = \frac{1}{X_{v,a}} \frac{dO_2}{dt} = \frac{(TUO)}{X_{v,a}}$$

Les modèles qui dérivent de la relation de Michaelis-Menten ont été développés pour les cultures pures mais ils s'appliquent aussi aux populations hétérotrophes de

microorganismes comme ceux que l'on retrouve dans les boues activées. La relation de Michaelis-Menten englobe trois différents modèles. La figure 2.5 illustre les plages d'application respectives de ces trois premiers modèles.

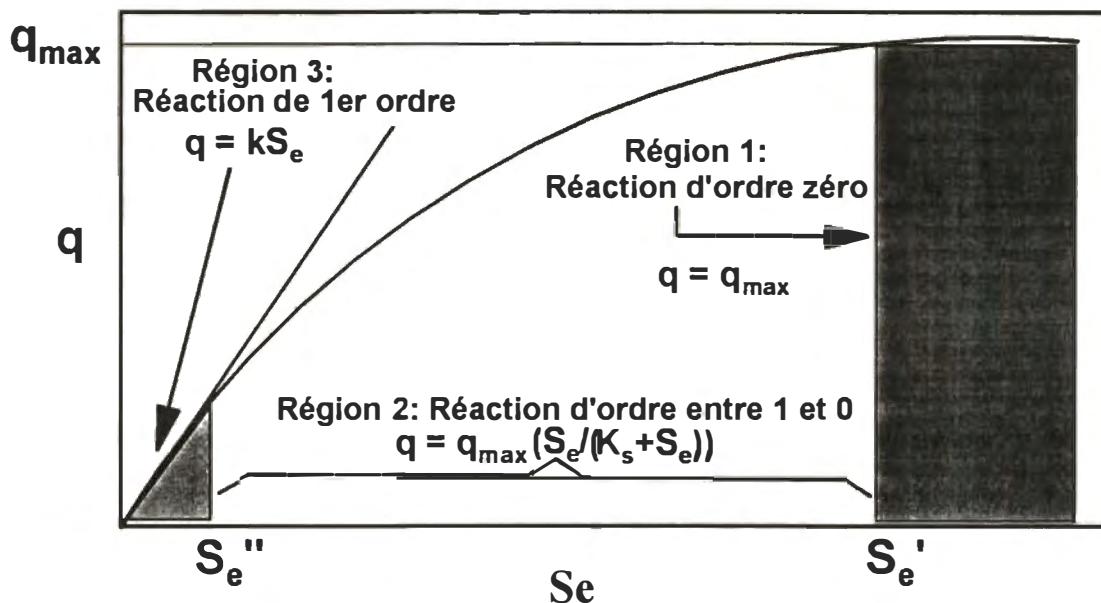


FIGURE 2.5 Description des plages d'application des trois modèles de la relation de Michaelis-Menten

Suite à cette classification des différentes zones d'application de la relation de Michaelis-Menten, chacun des paramètres définis précédemment (q , μ et TSUO) sera repris en appliquant les trois modèles à chacun d'eux.

a) Région 1: Forte concentration de substrat

- Dans cette région, $S_e \gg K_s$ donc:

$$q = q_{\max} \quad (\text{Réaction d'ordre zéro})$$

$$\mu = 1/\theta_c = Yq - k_d = Yq_{\max} - k_d$$

$$TSUO = aq + b = aq_{\max} + b$$

b) Région 2: Concentration de substrat entre S_e'' et S_e'

- Dans cette région intermédiaire:

$$Q = Q_{\max} \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad (\text{Réaction d'ordre entre 0 et 1})$$

$$\mu = \frac{1}{\theta_c} = YQ - k_d = YQ_{\max} \frac{S_e}{K_s + S_e} - k_d$$

$$TSUO = aQ + b = a(Q_{\max} \frac{S_e}{K_s + S_e}) + b$$

c) Région 3: Faible concentration de substrat

- Dans cette région, $S_e \ll K_s$ donc:

$$q = kS_e \quad (\text{Réaction du premier ordre})$$

$$\mu = 1/\theta_c = Yq - k_d = YkS_e - k_d$$

$$TSUO = aq + b = a kS_e + b$$

Un autre modèle représentant le taux d'enlèvement du substrat peut aussi être employé, il s'agit du modèle de Grau (28). Ce modèle a été développé pour tenir compte de la concentration de l'affluent sur le taux d'enlèvement du substrat. Les paramètres (q , μ et TSUO) décrits par la relation de Michaelis-Menten peuvent aussi l'être avec celle de Grau.

d) Modèle de Grau:

$$q = k_1 S_e / S_o$$

$$\mu = 1/\theta_c = Yq - k_d = Y(k_1 S_e / S_o) - k_d$$

$$TSUO = aq + b = a(k_1 S_e / S_o) + b$$

C'est donc normalement l'un de ces quatre modèles qui devrait servir de base à l'étude de la cinétique du traitement biologique dans les bioréacteurs à membranes. L'approche à suivre sera donc de vérifier l'applicabilité de chacun de ces modèles pour déterminer lequel s'applique le mieux. En cas d'échec avec tous ces modèles, on devra se pencher vers de nouveaux modèles moins phénoménologiques et plus empiriques.

2.4 Modélisation de la biodégradation des contaminants dans les bioréacteurs à membranes

Certains auteurs ont décrit en détail la cinétique de la biodégradation de certains substrats simples comme la cellulose ou le glucose en fonction des produits de biodégradation obtenus (17, 29 - 33). Toutefois, ce type de modélisation n'est peut-être pas applicable aux effluents de pâtes et papiers puisque leur composition est très complexe et aussi très variable. D'autres auteurs ont modélisé l'enlèvement du substrat pour des effluents synthétiques avec des souches pures (34, 35). Dans ce cas, on a pu prouver que la cinétique classique de dégradation peut s'appliquer pour déterminer la

production de biomasse. Ici encore, ce genre d'étude est difficilement applicable aux effluents de pâtes et papiers puisque l'on traite les effluents avec des cultures de microorganismes très diversifiées et que la composition du substrat est très variable.

Au niveau du traitement des effluents domestiques, on retrouve de nombreux travaux relatant l'application des bioréacteurs à membranes pour le traitement de ce type d'effluent (25, 36 - 41). Parmi ceux-ci, seuls Chaize et Huyard (36) ont tenté de modéliser l'enlèvement de la matière organique avec deux différents modèles. Le premier est une simplification du modèle décrit par Bouillot & al. (34). Le modèle de base est le suivant:

$$X_{v,a} = \frac{D_h (S_o - S_e)}{\frac{D_p}{Y_{\min}} + m_s}$$

Puisque généralement dans les bioréacteurs, l'âge des boues est très élevé, alors $D_p \rightarrow 0$, on peut donc simplifier la dernière équation sous la forme suivante:

$$X_{v,a} = \frac{D_h (S_o - S_e)}{m_s}$$

Le deuxième modèle consiste en une modélisation mathématique à l'aide du modèle développé par le groupe IAWPRC (42). Malheureusement peu de détails sont donnés par Chaize et Huyard (36) sur cette modélisation mathématique. Après avoir utilisé ces deux différents modèles, les auteurs (36) en arrivent à la conclusion que les deux approches de modélisation testées (phénomène de maintenance et procédé de modélisation mathématique simple des boues) ne donnent pas de résultats satisfaisants.

CHAPITRE III PROBLÉMATIQUE ET OBJECTIFS DE LA RECHERCHE

3.1 Modifications à la réglementation existante

Depuis quelques années, les groupements écologiques et les médias publicisent de plus en plus les différentes catastrophes écologiques qui surviennent aux quatre coins du globe. Toute cette publicité a atteint l'opinion publique qui prend conscience maintenant de l'importance de vivre dans un environnement sain. Cette nouvelle tendance "verte" a amené les différents paliers de gouvernement à établir de nouvelles normes de plus en plus sévères pour les industries. Le secteur des pâtes et papiers n'échappe pas à cette nouvelle vague. En effet, les industries québécoises de ce secteur doivent, depuis la fin de septembre 1995, respecter les exigences de SS, de DBO₅ et de toxicité d'un nouveau règlement (provincial), alors que des exigences semblables sont entrées en vigueur à la fin de décembre 1995 en vertu d'un autre règlement (fédéral). Il s'agit d'un défi important pour les compagnies papetières puisqu'elles devront réduire leurs rejets polluants à très court terme sans diminuer leur compétitivité. De plus, elles devront dès maintenant penser aux nouvelles exigences découlant de la capacité du milieu récepteur sur lequel elles sont situées. Le passé étant garant de l'avenir, on peut anticiper que les normes environnementales seront de plus en plus sévères et toucheront de plus en plus de paramètres différents. L'ajout prévue d'une norme sur la couleur pour les effluents de blanchiment de pâte kraft en 1998 aux États-Unis est un exemple d'un nouveau paramètre qui devrait probablement être réglementé sous peu (43).

3.2 Traitements internes et externes des effluents

Pour en arriver à respecter cette nouvelle réglementation, plusieurs types de solutions sont envisagées par les compagnies et ce, tant au niveau de la gestion interne des eaux usées qu'au niveau du traitement externe de celles-ci (44). Des technologies d'avant garde devront donc être développées pour permettre aux industries de mieux gérer leurs effluents. De ce fait, un nouveau marché s'offre aux diverses compagnies oeuvrant dans le domaine du traitement des eaux usées industrielles et aux différents chercheurs du secteur. La mission des chercheurs sera de contribuer à augmenter le niveau de connaissances sur ces nouvelles technologies. Toutefois, avant de parler de nouvelles technologies de traitement d'effluent, il faut d'abord évaluer comment les industries peuvent réduire leurs rejets à la source (gestion interne des effluents).

Au niveau interne, la première étape consiste évidemment à optimiser la recirculation des eaux de procédé de façon à concentrer le plus possible l'effluent et à minimiser le débit à traiter. Les mesures internes deviennent d'autant plus intéressantes lorsqu'elles s'accompagnent de bénéfices commerciaux (récupération de fibres, de matières premières, de sous-produits, d'énergie, etc). C'est une manière rentable d'aider l'environnement. Les mesures les plus couramment appliquées sont: la modification et l'optimisation des équipements couplées à une meilleure formation des opérateurs face aux situations pouvant causer des dommages environnementaux, des changements au niveau des procédés de mise en pâte et de blanchiment et l'intégration de procédés de séparation ou de destruction (comme l'incinération) à l'intérieur du circuit de recirculation des eaux usées des usines (44). Cette façon de voir les choses est idéale mais malheureusement elle est souvent insuffisante ou encore non économiquement réalisable. De plus, le fait de concentrer les effluents peut engendrer des problèmes quant à leurs traitements en les rendant plus toxiques. Les compagnies doivent alors se tourner vers différents types de traitements externes.

Présentement, au niveau du traitement externe, la plupart des compagnies du Québec possèdent un traitement primaire (enlèvement des solides en suspension (SS)) mais, en début de 1995, peu nombreuses étaient celles possédant un traitement secondaire opérationnel (enlèvement des solides dissous (DBO_5 et DCO)). Les traitements primaires (décantation ou flottation) sont relativement simples à opérer et ils engendrent des coûts raisonnables. Ces procédés ont toutefois des limites. En effet, en 1991, 22 des 52 usines en opération au Québec ont rejeté au moins une fois des effluents dépassant les normes de solides en suspension mensuelles dû à une surcharge des équipements ou à une mauvaise opération de ceux-ci (45). Pour ce qui est des normes de DBO_5 en vigueur jusqu'en septembre 1995, elles ne requièrent pas de traitement secondaire et la plupart des industries les respectent.

Toutefois, face au resserrement des réglementations exigeant des réductions accrues des contaminants, la plupart des entreprises ce sont dotées de traitements secondaires et leur opération a débuté depuis peu. Selon certaines estimations, des investissements de plus de 900 millions de dollars ont été ou sont en voie d'être réalisés par les compagnies pour en arriver à respecter la nouvelle réglementation (46). D'où encore une fois, l'importance de développer de nouvelles technologies aptes à traiter les effluents de façon efficace afin de s'approcher le plus possible de la norme ultime qu'est le rejet zéro (dans ce cas, l'effluent de l'industrie est aussi propre que l'eau d'alimentation utilisée). Le présent projet de recherche s'inscrit dans l'optique des nouvelles politiques gouvernementales et des besoins en technologie qui y sont rattachés.

3.3 Caractéristiques des bioréacteurs à membranes (BRM)

Les essais effectués jusqu'à présent ont démontré que cette technologie possède plusieurs avantages par rapport à d'autres technologies concernant les performances de traitement atteignables. La technologie des BRM permet: (i) une réduction quasi complète de la DBO_5 , provenant d'un effluent concentré, (ii) une réduction de la taille du bioréacteur,

(iii) la réduction de la toxicité de l'effluent, (iv) la non-dépendance de la flocculation des microorganismes et (v) une meilleure adaptation aux changements des caractéristiques de l'alimentation. Jusqu'à maintenant on a mesuré des efficacités d'enlèvement atteignant 85% pour la DCO, 98% pour la DBO₅, et au-delà de 99% pour les acides gras et résineux (AGR) (47).

Le choix du bon type de membrane est très important. En effet, les coûts d'opération varient inversement avec la taille des pores des membranes. Pour l'utilisation des membranes dans un bioréacteur, on préconisera surtout l'utilisation de membranes de type microfiltration ou ultrafiltration pour conserver la biomasse à l'intérieur du bioréacteur, tout en conservant un flux de perméat élevé. Les membranes de nanofiltration et d'osmose inverse seront réservées pour des traitements subséquents de l'effluent au besoin (par exemple pour enlever la toxicité résiduelle).

Les limites d'utilisation des bioréacteurs à membranes proviennent essentiellement du coût d'investissement et du faible flux obtenu lorsqu'on utilise des membranes plongées dans la liqueur mixte. On assiste alors à des phénomènes de colmatage, voire même de colonisation qu'il faut contrer par des rétrolavages réguliers. Des problèmes d'adsorption dans les pores peuvent aussi survenir. On doit alors utiliser des lavages chimiques pour résoudre ce type de problème (27).

3.4 Objectifs de la recherche

Deux objectifs principaux furent visés par cette recherche:

Le premier objectif fut d'élucider les phénomènes qui régissent l'enlèvement des contaminants, en conditions mésophiliques dans les BRM, la production de boues et l'utilisation d'oxygène. Jusqu'à présent, on ignorait si les cinétiques de biodégradation des

contaminants dans les BRM étaient similaires à celles des traitements conventionnels ou si elles étaient totalement différentes.

Le deuxième objectif était d'étudier le rôle joué par les membranes à l'intérieur des BRM et de modéliser les flux obtenus. Le rôle des membranes fut évalué en comparant les flux et les performances d'enlèvement obtenus avec divers solutés de référence, ainsi qu'avec l'affluent, la liqueur mixte et l'effluent. Pour ce qui est de la modélisation des flux, les modèles de la littérature furent passés en revue et la modélisation multivariable fut employée pour vérifier l'effet des conditions d'opération sur le flux.

Parallèlement à ces deux objectifs principaux, deux études comparatives furent aussi menées:

La première étude consista en une comparaison des performances du système de bioréacteurs à membranes avec celles d'un système de boues activées conventionnel. On a pu ainsi déterminer quels étaient les gains réels obtenus par l'utilisation de membranes.

La deuxième étude fut consacrée à la comparaison des performances obtenues en utilisant, sous des conditions d'opération similaires, deux bioréacteurs à membranes possédant des membranes avec des seuils de coupure différents. Le but visé était d'évaluer l'importance du seuil de coupure sur les performances d'enlèvement ainsi que sur le flux.

CHAPITRE IV MÉTHODOLOGIE EXPÉRIMENTALE

4.1 Matériel et méthodes

Cette section regroupe la description des souches de biomasse utilisées, les caractéristiques de l'affluent traité, la description des montages employés ainsi que les paramètres mesurés et les méthodes d'analyses.

4.1.1 Souches de biomasse utilisées

Les souches de biomasse utilisées pour ce projet furent fournies initialement directement par la compagnie Tembec de Témiscaming au Québec. Il s'agit de flores variées de microorganismes provenant directement du bioréacteur à membranes et du système de boues activées conventionnel de l'usine Tembec. Ces biomasses sont donc bien adaptées au type d'affluent à traiter et aux conditions régnant dans les bioréacteurs à membranes et dans le système de boues activées conventionnel. Les souches de biomasse ont ensuite été adaptées à diverses conditions d'opération équivalentes aux diverses périodes d'équilibre analysées. La flore présente dans chaque souche de biomasse est très variée. Le suivi de cette flore est réalisé par la prise de photographies périodiques au microscope optique. Des photographies, des différentes espèces en présence, ont été prises pour chacun des bioréacteurs et ce, pour chacune des périodes d'équilibre à régime constant atteintes, de façon à identifier les espèces en présence et de pouvoir approximer leur taille. Cette donnée est très utile pour les BRM puisqu'elle permet de déterminer la taille minimum des pores des membranes à utiliser pour éviter que les microorganismes ne puissent traverser les membranes et se retrouver dans le perméat.

4.1.2 Caractérisation de l'affluent à traiter

Bien que la compagnie Tembec produise de nombreux grades de pâtes, les travaux de cette thèse se sont limités à l'étude d'un seul type d'affluent. L'affluent traité provenait de la fabrication de PCTM (pâte chimicothermomécanique) et fut fourni par la compagnie. Cet effluent était composé en majorité d'un mélange d'eau de lavage interstage des presses. La production correspondante de pâte est obtenue à partir d'un mélange de copeaux de bois composé à 80 % d'érable et à 20 % d'épinette. Cette pâte entre dans la fabrication du carton. Ce type d'affluent a été sélectionné par la compagnie puisqu'il représente l'affluent "typique" traité par le système réel de la compagnie. Une analyse type de cet effluent de Tembec est présentée au tableau 4.1. Cet effluent a donc servi d'affluent pour les différents bioréacteurs à membranes et le système de traitement de boues activées conventionnel (alimentation simultanée de tous les bioréacteurs avec le même affluent).

Pour effectuer le traitement de cet affluent, on doit ajouter certains nutriments pour assurer au système un rapport carbone:azote:phosphore adéquat. On a utilisé un dosage classique dont le rapport s'exprime: $\text{DBO}_5:\text{N:P} = 100:5:1$. L'azote fut ajouté sous forme de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ et le phosphore fut quant à lui ajouté sous forme de KH_2PO_4 . Les concentrations de nutriments à ajouter varient avec la charge à traiter.

4.1.3 Description des montages utilisés

Dans cette section, on retrouve la description des montages utilisés pour la caractérisation des membranes ainsi que ceux employés pour les essais ayant servi pour la modélisation des flux et l'étude des performances du traitement biologique (incluant les essais de modélisation).

TABLEAU 4.1 Caractéristiques moyennes de l'affluent traité

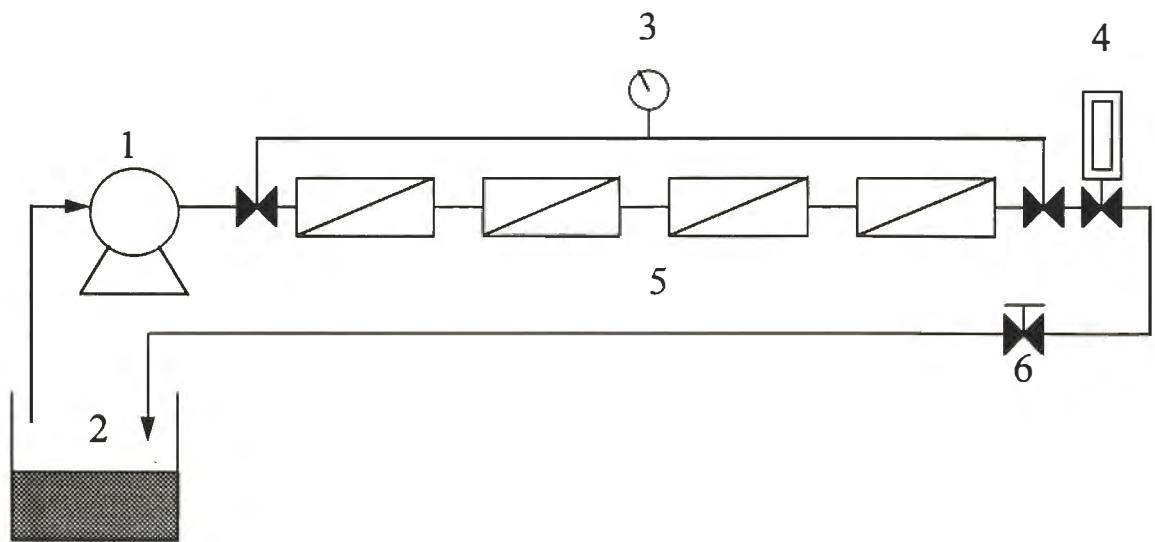
Paramètres	Valeur	Unités
pH	6,2	(-)
Solides totaux (ST)	10 800	(mg/L)
Solides en suspension (SS)	1 200	(mg/L)
Solides dissous (SD)	9 600	(mg/L)
Demande chimique en oxygène (DCO)	12 000	(mg/L)
Demande biochimique de oxygène (DBO ₅)	4 000	(mg/L)
Orthophosphates	0,75 * 50 **	(mg/L)
Azote ammoniacal	3 * 250 **	(mg/L)
Extractibles	300	(mg/L)
Lignine	2,2 (Klason) 1,4 (soluble)	(g/L)
Acides gras et résineux	43	(mg/L)
Toxicité (daphnies)	3	CL-50 (96 heures) % V/V
Toxicité (truites)	5	CL-50 (48 heures) % V/V

* Avant l'ajout de nutriments

** Après l'ajout de nutriments (K_2HPO_4 , $(NH_4)_2SO_4$)

4.1.3.1 Montage utilisé pour la caractérisation des membranes

Le montage utilisé pour l'étude du colmatage des membranes était relativement simple. Il consistait en quatre cellules contenant les membranes à analyser qui étaient reliées en série grâce à un étau qui assurait l'étanchéité du système (figure 4.1).



Légende: 1. Pompe diaphragme-piston, 2. Bassin d'alimentation, 3. Indicateur de pression, 4. Rotamètre, 5. Membranes, 6. Vanne de contrôle de pression

FIGURE 4.1 Montage utilisé pour la caractérisation des membranes

L'alimentation fut assurée par une pompe diaphragme-piston qui permettait la recirculation de la solution testée sous une forme d'écoulement tangentiel à la surface des différentes membranes évaluées. Une vanne contrôle la pression aux membranes. La vitesse du moteur de la pompe contrôle le débit de recirculation utilisé.

Pour ces essais, quatre membranes de type différent ont été utilisées. Les deux premières provenaient de la compagnie Gelman. Il s'agit des membranes hydrophobes SUPOR 800 et SUPOR 100, les mêmes que celles utilisées dans les bioréacteurs à membranes planes

(Plane #1 et Plane #2). Les deux autres provenaient de la compagnie Amicon. Il s'agit de membranes hydrophiles en cellulose regénérée, soient la YM 100 et la YM 10.

Les essais ont été effectués à une pression de 69 kPa. Pour réaliser ces essais, quatre différents solutés de référence ont été utilisés soient deux solutés à base de polyéthylène glycol (poids moléculaires de 3 400 et 35 000) et deux à base de dextran (poids moléculaires de 500 000 et 2 000 000). Les trois premiers solutés de référence ont été utilisés à des concentrations de 200 ppm alors que le dernier l'a été à une concentration de 100 ppm. La caractérisation des membranes a aussi été étudiée à partir de l'affluent des bioréacteurs, la liqueur mixte (concentrée et diluée) des bioréacteurs et l'effluent des bioréacteurs.

Les expériences se sont déroulées de la façon suivante:

Une mesure du flux à l'eau déminéralisée fut effectuée, suivie d'une mesure du flux dans un soluté de référence (Cette procédure a été reprise successivement pour les quatre solutés de référence du plus petit au plus grand.) pour déterminer l'effet des solutés de référence sur le flux et les performances d'enlèvement obtenues pour chacune des membranes. Le même type d'essai a été effectué avec l'affluent, la liqueur mixte (concentrée et diluée) des bioréacteurs et l'effluent des bioréacteurs.

Pour chacune des mesures de flux, on a attendu environ 20 minutes avant d'effectuer cette mesure (masse de perméat recueillie en fonction du temps) afin de s'assurer que le régime permanent soit atteint. La qualité de l'eau pure utilisée fut vérifiée constamment par des mesures fréquentes de conductivité. Tous les échantillons recueillis, avant et après le passage des solutés de référence et des substances à traiter dans les membranes, furent analysés pour évaluer leur teneur en carbone organique total (COT). De plus pour chaque substance testée, des analyses additionnelles de DCO, SD, concentration en lignine (UV) et toxicité (MICROTOX) ont été effectuées sur les échantillons recueillis, avant et après le passage des substances dans les membranes.

Pour les essais ayant servi à la modélisation des flux et à l'étude des performances du traitement biologique (incluant les essais de modélisation), quatre bioréacteurs à membranes et un bioréacteur de boues activées conventionnel ont été utilisés. Tous ces bioréacteurs furent opérés à une température de 35 °C et alimentés simultanément avec le même affluent. La biomasse initiale utilisée a été acclimatée dans chacun des bioréacteurs aux différentes conditions d'opérations testées.

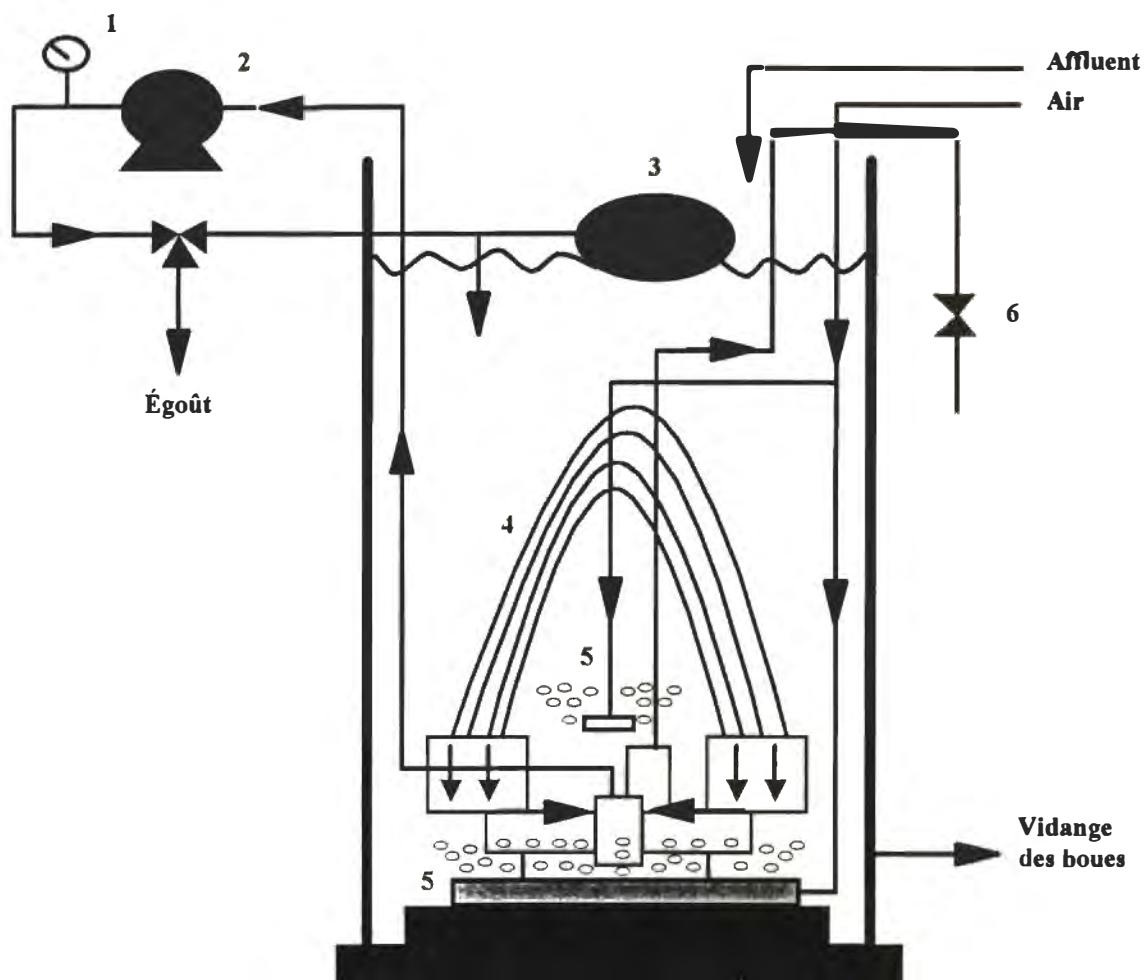
4.1.3.2 Bioréacteurs à membranes internes de type "fibres creuses"

Les deux premiers bioréacteurs à membranes utilisés avaient une capacité maximale approximative de 70 et 90 litres respectivement. Ils étaient de conception similaire et tous les deux équipés de membranes internes de type fibres creuses avec un seuil de coupure approximatif de 0,1 µm (compagnie Zenon) (7).

Les surfaces de membranes utilisées furent de 1,7 m² et de 1 m² respectivement. Le flux à

l'eau pure de ces membranes était environ de 30 L/m²/h (sous un vide = 13,5 kPa). Cette conception de bioréacteur a déjà été utilisée par certains auteurs (5, 37, 48,49).

L'aération fut assurée par deux aérateurs. Le premier était situé à la base du bioréacteur, alors que le second était placé au niveau des membranes de façon à ce que l'air fourni puisse créer une agitation des membranes, diminuant ainsi leur encrassement. Ce principe d'aération "nettoyante" est similaire à celui décrit par Chiemchaisri & al. (48). Le perméat fut soutiré par une pompe centrifuge de type Masterflex qui assurait un vide variant entre 3,4 et 67,5 kPa. Le perméat était aspiré à travers les membranes pour être amené vers la vanne de contrôle de niveau. Le contrôle de niveau de ces deux bioréacteurs était assuré par une flotte. Le perméat était alors soit retourné vers le bioréacteur ou encore acheminé vers l'égout. La figure 4.2 illustre ce premier type de bioréacteur.



Légende: 1. Indicateur de pression, 2. Pompe sous vide, 3. Vanne de contrôle de niveau,
 4. Membranes, 5. Aérateurs, 6. Vanne des rétrolavages

FIGURE 4.2 Schéma des bioréacteurs à membranes internes de type fibres creuses

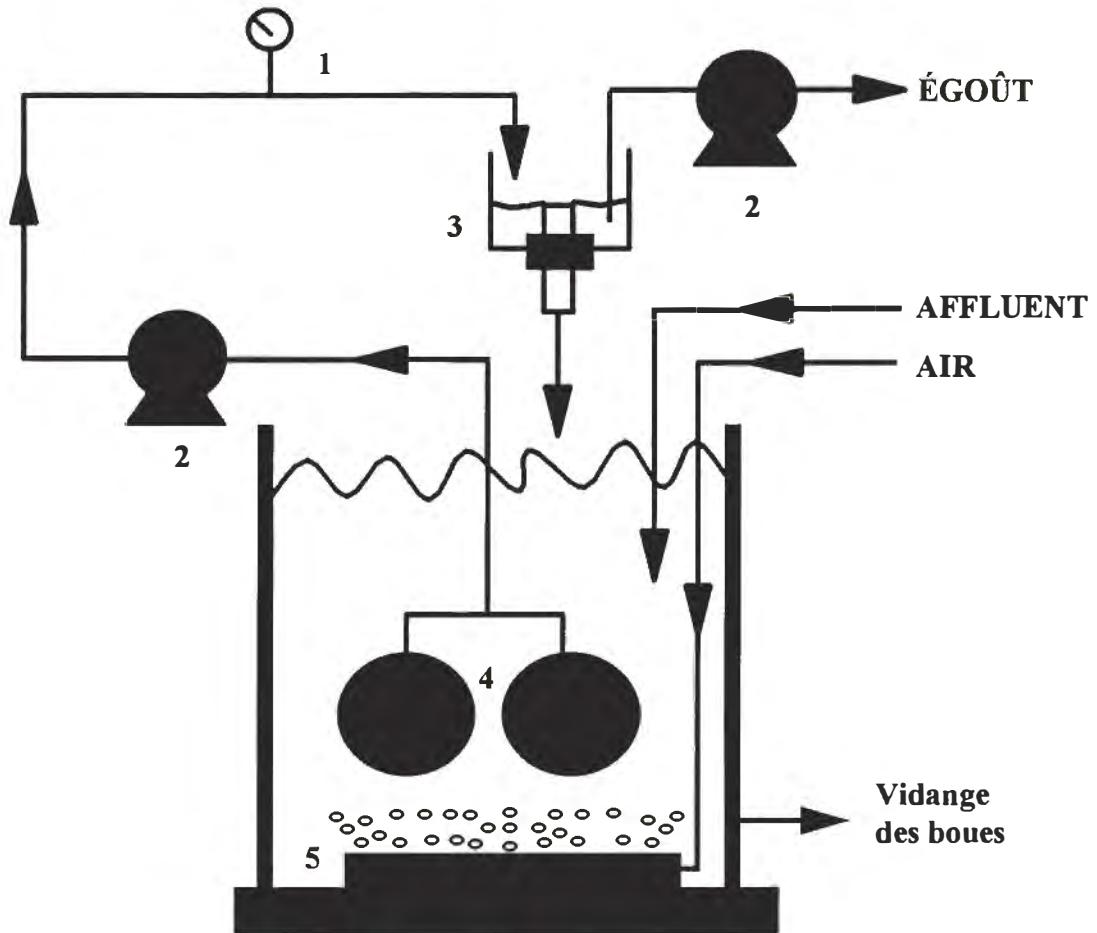
Le nettoyage des membranes fut effectué quotidiennement par des rétrolavages à pression positive (3,4 kPa) avec une solution de 100 ppm de chlore. La durée des rétrolavages fut

de 30 minutes. Ces lavages ont été effectués dans le but de prévenir la croissance de microorganismes à l'intérieur ou à la surface des membranes et d'en rétablir le flux d'opération. La pression d'opération a été maintenue faible dans le but d'éviter une trop grande perte de chlore dans le bioréacteur. Lorsqu'une trop grande diminution de flux est survenue malgré les rétrolavages, le module a été retiré du système pour être nettoyé avec un jet d'eau sous pression de façon à retirer la biomasse ayant adhérée aux membranes.

4.3.1.3 Bioréacteurs à membranes de type "membranes internes planes"

Deux autres bioréacteurs plus petits (16 litres chacun), de conception identique, dotés de membranes planes internes en polysulfone furent aussi utilisés. Deux différents seuils de coupure approximatifs ont été mis à l'essai, soit de 0,1 μm et 0,8 μm (SUPOR 100 et SUPOR 800 de la compagnie Gelman), dans chacun des bioréacteurs. Ces membranes étaient montées sur deux disques en ABS de 20 cm de diamètre et d'une épaisseur d'un centimètre. La surface fournie par ces deux disques fut d'environ 0,1 m^2 . Le flux à l'eau pure de ces membranes fut environ de 10 $\text{L}/(\text{m}^2/\text{h})$ (sous un vide = 3,4 kPa). L'aération était assurée par un seul aérateur localisé au bas du bioréacteur. Le contrôle de niveau du bioréacteur était, dans ce cas, assuré par un système de trop plein vidangé à une vitesse identique à celle de l'alimentation. Le principe de fonctionnement pour le soutirage du perméat était le même que pour les bioréacteurs de plus grandes tailles. La figure 4.3 illustre ce deuxième type de bioréacteur.

Le nettoyage de chaque module de membranes était effectué quotidiennement par le passage d'une éponge à leur surface. Les lavages étaient effectués dans le but de rétablir le flux initial d'opération des membranes.



Légende: 1. Indicateur de pression, 2. Pompe sous vide, 3. Bassin de contrôle de niveau, 4. Membranes, 5. Aérateur

FIGURE 4.3 Schéma des bioréacteurs à membranes internes planes

4.3.1.4 Bioréacteur en mode de boues activées conventionnel

Le dernier bioréacteur utilisé était un bioréacteur de boues activées conventionnel d'une capacité de 15 litres. On a employé ce bioréacteur pour évaluer les gains réels de

performance obtenus par l'utilisation des membranes comme élément de séparation. Ce système de traitement était composé d'un bioréacteur de boues activées jumelé à un décanteur secondaire. La figure 4.4 illustre un schéma de traitement conventionnel par boues activées.

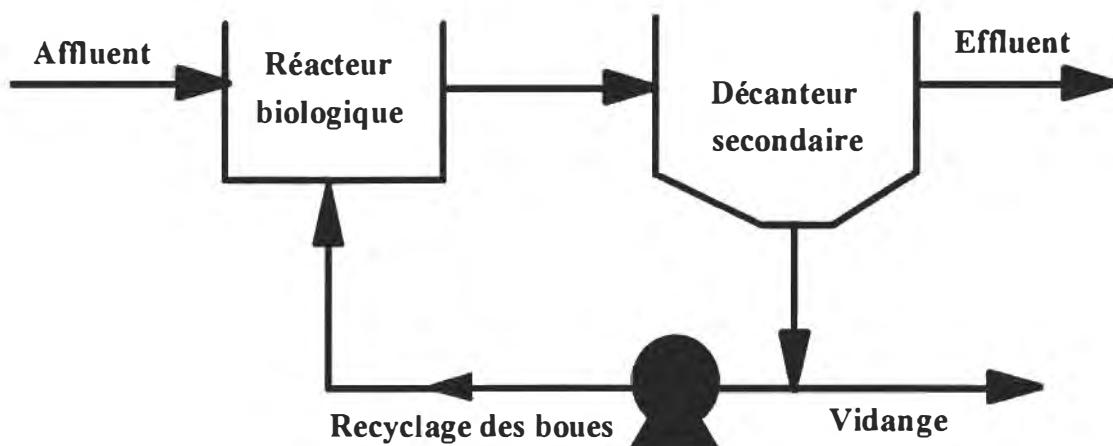


FIGURE 4.4 Schéma de traitement conventionnel par boues activées

4.1.4 Paramètres mesurés et méthodes d'analyses

De nombreux paramètres ont été mesurés et analysés dans ce projet. Ils sont présentés aux sections suivantes, de même que leur méthode d'analyse. Les mêmes analyses furent effectuées pour les BRM et le BA à l'exception des mesures spécifiques au flux et à la caractérisation des membranes.

4.1.4.1 pH

La mesure du pH fut effectuée pour s'assurer du maintien des conditions d'opération optimums pour les microorganismes. La précision de cette mesure est excellente (+/- 0,01). Puisque cette mesure est simple à effectuer, celle-ci fut réalisée quotidiennement pour l'affluent, la liqueur mixte et le perméat. La détermination du pH se fait par lecture directe d'un pH-mètre avec une sonde de pH. L'appareil utilisé pour faire ces mesures quotidiennes était un pH-mètre, modèle 5997-20 de marque Cole Palmer.

4.1.4.2 Concentration en oxygène dissous (O.D.)

La mesure de l'oxygène dissous est reliée aux besoins des microorganismes pour leur assurer une quantité suffisante d'oxygène pour leur métabolisme. La précision de cette mesure est bonne. Puisque cette mesure est simple à effectuer, elle fut également réalisée quotidiennement dans la liqueur mixte. La détermination de l'oxygène dissous est effectuée par lecture directe d'un appareil de mesure avec une sonde à O.D.. L'appareil utilisé à cette fin était un oxygénomètre, modèle 50B de marque YSI Incorporated.

4.1.4.3 Demande biochimique en oxygène durant 5 jours (DBO₅)

L'enlèvement de la DBO est une variable utilisée dans tous les modèles classiques de procédés d'épuration. La précision de cette mesure de cette variable laisse à désirer. En effet, les résultats obtenus peuvent varier de +/- 25%. Cette mesure est malheureusement la seule à réellement simuler la dégradation microbiologique qui se produit dans les cours d'eau récepteurs. Le suivi de ce paramètre est donc très important pour vérifier l'efficacité de l'activité biologique du système. Puisque cette mesure consomme beaucoup de temps, elle fut effectuée deux fois par semaine. Ce paramètre est réglementé en terme de mesure de l'enlèvement des solides dissous biodégradables dans le règlement sur les

fabriques de pâtes et papiers; cette mesure est réalisée sur une période de cinq jours et s'appelle alors la DBO₅.

L'analyse de ce paramètre est réalisée par la mesure de la quantité d'oxygène utilisé pour la dégradation biochimique des matières biodégradables, durant une période spécifique d'incubation (5 jours). Les lectures en oxygène dissous nécessaires pour cette mesure ont été effectuées avec un oxygénomètre, modèle 860 de marque Orion. Pour ce qui est de l'incubation des échantillons, elle fut réalisée à 20 °C dans un incubateur, modèle Freas 815 de marque Precision scientific Company. La méthode d'analyse reconnue et utilisée pour la DBO₅ est la méthode 5210 B. du "Standard Method for the Examination of Water and Wastewater" (50) ou la méthode MENVIQ 90.04/314-DBO 1.1 (51).

4.1.4.4 Demande chimique en oxygène (DCO)

L'enlèvement de la DCO est une variable rarement utilisée dans les modèles classiques. La précision de cette mesure est très bonne (+/- 10%) comparativement à la DBO₅. Cette mesure peut aussi être effectuée beaucoup plus rapidement que la DBO₅. Le principal inconvénient de cette mesure est qu'elle consiste en une oxydation chimique et non en une oxydation biologique. Elle représente donc moins bien ce qui se passe réellement au niveau du système de traitement biologique. On peut donc employer les mesures de DCO parallèlement avec celles de la DBO₅ de façon à pouvoir les comparer et tirer le meilleur de chacune de ces deux méthodes (mesures effectuées en parallèle).

L'analyse de ce paramètre se fait par la mesure de l'équivalent de la quantité d'oxygène utilisé pour l'oxydation chimique des matières organiques totales (biodégradables et non-biodégradables). Les réactifs utilisés pour ces essais sont les "solutions oxydantes" pour DCO (0 - 150 mg/L, 0 - 1 500 mg/L et 0 - 15 000 mg/L) de la compagnie Hatch. La réaction d'oxydation fut réalisée durant une période de deux heures dans un réacteur à DCO de marque Hatch. Finalement les tubes de DCO ont été lus au spectrophotomètre

(modèle DR/2000 de marque Hatch). La méthode d'analyse spécifique utilisée est la méthode 5220 D. du "Standard Method for the Examination of Water and Wastewater" (50) ou la méthode MENVIQ 90.04/314-DCO 1.1 (51).

4.1.4.5 Solides en suspension (SS)

La mesure des solides en suspension est réalisée pour obtenir des renseignements sur la quantité de solides insolubles contenues dans l'échantillon à analyser. La précision de cette mesure est très bonne (+/- 5%). Cette mesure est simple à effectuer et elle fut réalisée deux fois par semaine pour l'affluent, la liqueur mixte et le perméat.

L'analyse de ce paramètre se fait par la filtration des solides en suspension avec un filtre de fibre de verre (934-AH de marque Whatman) suivie d'un séchage au four à 105 °C. Le four utilisé pour le séchage des filtres était un four thermostaté de modèle OV18SA de marque Blue M Electric Company. La méthode d'analyse spécifique utilisée était la méthode 2540 D. du "Standard Method for the Examination of Water and Wastewater" (50) ou la méthode MENVIQ 87.07/114-5.5.1.2 (51).

4.1.4.6 Solides en suspension volatiles (SSV)

La mesure des solides en suspension volatiles est réalisée pour obtenir des renseignements sur les fractions volatiles (organiques) et non-volatiles (inorganiques) d'un échantillon de solides en suspension. La précision de cette mesure est très bonne (+/- 5%). Cette mesure est simple à effectuer et elle fut réalisée seulement deux fois par mois pour l'affluent, la liqueur mixte et le perméat puisque les résultats étaient très constants.

L'analyse de ce paramètre se fait par la combustion à 500 °C dans un four à moufle (modèle 51231 de marque Linberg Hevi-Duty SB) du résidu recueilli sur le filtre de fibre de verre après son séchage au four à 105 °C. La méthode d'analyse spécifique utilisée était la méthode 2540 E. du "Standard Method for the Examination of Water and Wastewater" (50).

4.1.4.7 Solides dissous (SD)

La mesure des solides dissous est réalisée pour obtenir des renseignements sur la fraction soluble de la charge contenue dans l'échantillon. La précision de cette mesure est très bonne (+/- 5%). Cette mesure est simple à effectuer et on l'a réalisé deux fois par semaine pour l'affluent, la liqueur mixte et le perméat.

L'analyse de ce paramètre se fait par le séchage à 105 °C du filtrat recueilli lors de la mesure des solides en suspension. L'échantillon à sécher est déposé dans une nacelle de pesée en pyrex. Le four utilisé pour le séchage était le même que celui pour la mesure des solides en suspension (voir section 4.3.5). La méthode d'analyse spécifique utilisée était la méthode 2540 C. du "Standard Method for the Examination of Water and Wastewater" (50) ou la méthode MENVIQ 92.02/114-S.D.1.1 (51).

4.1.4.8 Solides totaux (ST)

La mesure des solides totaux est réalisée pour obtenir des renseignements sur la charge totale de solides contenus dans l'échantillon. La précision de cette mesure est très bonne (+/- 5%). Cette mesure est simple à effectuer et on l'a réalisée deux fois par semaine pour l'affluent, la liqueur mixte et le perméat.

L'analyse de ce paramètre se fait par le séchage à 105 °C de l'échantillon sans aucun prétraitement. La nacelle de pesée et le four utilisés étaient les mêmes que ceux pour la mesure des solides dissous (voir section 4.3.7). La méthode d'analyse spécifique utilisée était la méthode 2540 B. du "Standard Method for the Examination of Water and Wastewater" (50).

Il est bon de noter que les trois dernières mesures décrites précédemment sont complémentaires puisque: $ST = SS + SD$

4.1.4.9 Taux d'utilisation d'oxygène (TUO)

La mesure du taux d'utilisation d'oxygène est effectuée pour obtenir des renseignements sur la "santé" des microorganismes présents dans la liqueur mixte. La précision de cette mesure est indéterminée. Cette mesure est simple à effectuer et elle fut réalisée deux fois par semaine pour la liqueur mixte seulement.

La mesure de ce paramètre se fait par la mesure de l'oxygène dissous à différents intervalles de temps dans un échantillon de liqueur mixte. L'appareil de mesure d'oxygène dissous utilisé était le même que celui utilisé pour les mesures d'oxygène dissous (voir section 4.3.2). La vitesse d'utilisation d'oxygène est obtenue par régression linéaire des mesures d'oxygène dissous en fonction du temps. La méthode d'analyse spécifique utilisée était la méthode 2710 B. du "Standard Method for the Examination of Water and Wastewater" (50).

4.1.4.10 Volume de sédimentation des boues (VSB)

La mesure du volume de sédimentation des boues est réalisée pour obtenir des renseignements sur la décantabilité de la liqueur mixte. La précision de cette mesure est

indéterminée. Cette mesure est simple à effectuer et elle fut effectuée deux fois par semaine pour la liqueur mixte seulement.

La mesure de ce paramètre se fait par la prise du niveau des boues à différents intervalles de temps pour un échantillon de liqueur mixte. Cette mesure équivaut au volume occupé par les boues après 30 minutes de sédimentation. La sédimentation des boues a été effectuée dans un bêcher spécial de deux litres pour la décantation de marque Nalgene. La méthode d'analyse spécifique utilisée était la méthode 2710 C. du "Standard Method for the Examination of Water and Wastewater" (50).

4.1.4.11 Indice du volume des boues (IVB)

L'indice du volume des boues est calculé à partir du volume de sédimentation des boues et de la mesure des solides en suspension. Cette méthode d'analyse était la méthode 2710 D. du "Standard Method for the Examination of Water and Wastewater" (50).

$$\text{IVB} = \text{VSB (mL/L)} \times 1000 / \text{SS (mg/L)}$$

4.1.4.12 Orthophosphates

La mesure du phosphore est réalisée pour s'assurer que les microorganismes jouissent d'une quantité suffisante de phosphore pour leur métabolisme. La précision de cette mesure est excellente (+/- 1%). Cette mesure est simple à effectuer et elle fut réalisée une fois par semaine sur le filtrat de l'affluent et du perméat.

La mesure de ce paramètre se fait par réaction des orthophosphates avec le molybdate en milieu acide pour produire un complexe de phosphomolybdate. L'acide ascorbique réduit le complexe, donnant une coloration bleu intense. Le réactif commercial utilisé

pour effectuer cette mesure est le "PhosVer 3 Phosphate Powder Pillow" de marque Hatch. La lecture des tubes se fait par la suite avec un spectrophotomètre (le même que pour les mesures de DCO, voir section 4.3.4). La méthode d'analyse spécifique utilisée était la méthode 4500-P E. du "Standard Method for the Examination of Water and Wastewater" (50).

4.1.4.13 Ammoniaque

La mesure de l'azote ammoniacal est aussi effectuée pour s'assurer que les microorganismes jouissent d'une quantité suffisante d'ammoniaque pour leur métabolisme. La précision de cette mesure est excellente (+/- 1%). Cette mesure n'est pas simple à effectuer et elle fut réalisée une fois par semaine sur le filtrat de l'affluent et du perméat.

La mesure de ce paramètre se fait par addition de sel de Rochelle-alcool polyvinyle pour complexer la dureté et agir comme dispersant. L'ion ammonium est ensuite traité avec le réactif de Nessler. Une coloration jaune, proportionnelle à la concentration d'ammoniaque se forme alors. Le distillateur utilisé pour réaliser cette analyse était un Tecator Kjeltec System 1002. Quant au spectrophotomètre, il s'agissait du même que pour les mesures de DCO (voir section 4.3.4). La méthode d'analyse spécifique utilisée était la méthode 4500-NH₃ C. du "Standard Method for the Examination of Water and Wastewater" (50).

4.1.4.14 Toxicité (daphnies, truites et Microtox)

La toxicité est une variable dispendieuse à mesurer. Les résultats obtenus sont exprimés en terme de concentration de l'affluent nécessaire pour causer 50% de mortalité des organismes mis en contact pour une période de temps donnée. La précision de cette

mesure est difficile à évaluer puisqu'il s'agit de la mesure d'un phénomène (mortalité des organismes en présence). Les résultats sont habituellement reproductibles. Cette mesure fait aussi partie des nouvelles réglementations applicables aux fabriques de pâtes et papiers pour 1995. Dans notre cas, compte-tenu des coûts de cette mesure, la toxicité mesurée s'est limitée à des mesures sporadiques effectuées à la fin de chacune des périodes d'équilibre. Les analyses de toxicité avec les daphnies et les truites ont été effectuées par un laboratoire externe (Laboratoires Eco-CNFS Inc., Montréal, Canada).

La méthode employée, dans le cas des daphnies, vise à mesurer l'inhibition de leur mobilité sur une période de 48 heures. Les daphnies sont parfois plus résistantes que les truites. Ce test a l'avantage d'être simple et moins dispendieux que celui avec les truites. De plus, il représente la tolérance à un effluent non dilué d'un organisme qui sert de nourriture aux poissons (52). La méthode standard correspondante à cette mesure était la méthode de référence SPE 1/RM/14 (53).

La méthode employée, dans le cas des truites, vise à mesurer leur mortalité sur une période de 96 heures. Cette méthode est habituellement la plus sensible. Par contre, elle est plus dispendieuse et plus longue que la précédente. La méthode standard correspondante à cette mesure était la méthode de référence SPE 1/RM/13 (54).

La méthode employée avec le Microtox est basée sur un principe différent. Cette analyse est effectuée à partir de bactéries bioluminescentes vivantes provenant des profondeurs marines. Ces bactéries émettent de la lumière qui est mesurée par le Microtox. Lorsque les bactéries sont mises en contact avec un produit toxique, certaines d'entre elles meurent et ainsi, émettent moins de lumière. La mesure de la lumière initiale et après un certain temps de contact (5 et 15 minutes), avec diverses concentrations d'effluents toxiques, serviront à tracer une courbe de perte de bioluminescence en fonction de la concentration de la substance à tester. Cette courbe permettra d'extrapoler le résultat de la EC₅₀(t,T), soit la concentration effective (ou inhibitrice) qui cause une perte de bioluminescence de 50% au temps "t" et à la température "T".

Cette méthode n'a pas de teneur légale mais elle possède l'avantage d'être plus rapide et moins dispendieuse que les deux précédentes. La mesure de toxicité par le Microtox est habituellement moins sensible que la méthode avec les daphnies ou les truites (52). Les mesures de Microtox ont été effectuées avec un Microtox, modèle "M500 toxicity analyser" de marque Microbic Corporation. La méthode standard correspondante à cette mesure était la méthode de référence SPE I/RM/24 (55).

4.1.4.15 Flux de perméat et débit de recirculation

Ce paramètre est très facilement mesurable (simple lecture de débitmètre ou mesure de la quantité de perméat recueilli en fonction du temps). Le suivi de ce paramètre doit être effectué de façon très étroite, surtout lors des périodes précédant et suivant les nettoyages de la membrane. Le flux fut mesuré quotidiennement et des mesures supplémentaires ont été ajoutées avant et après les nettoyages de façon à déterminer leur efficacité.

La lecture d'un débitmètre a été utilisée pour mesurer le débit de recirculation lors des essais pour l'analyse du colmatage des membranes. Le débitmètre utilisé était de modèle E4173 et de marque Gilmont. Pour ce qui est des mesures de flux de perméat, les flux journaliers mesurés lors de l'opération des bioréacteurs ont été mesurés à l'aide de cylindres gradués et les flux pour les essais pour l'analyse du colmatage des membranes ont été effectués à l'aide de pesée. La balance utilisée était une PJ3600 Delta Range de marque Toledo (précision $\pm 0,01$ g).

4.1.4.16 Conductivité

Les mesures de conductivité ont été réalisées lors des essais pour l'analyse du colmatage des membranes. Cette mesure avait pour but de vérifier, dans un premier temps, la qualité de l'eau déminéralisée utilisée et la séparation obtenue à l'aide des différentes

membranes. Cette mesure est simple, elle se fait par lecture directe à l'aide d'une sonde à conductivité. L'appareil utilisé était le modèle 35 de YSI Incorporated.

4.1.4.17 Carbone organique total (COT)

Cette mesure a aussi été réalisée lors des essais pour l'analyse du colmatage des membranes. Cette mesure avait pour but d'évaluer la séparation obtenue avec chacune des membranes testées. Cette mesure représente la teneur en carbone lié à la matière organique présente dans l'échantillon analysé. Elle repose sur la mesure du CO₂ à l'infra-rouge après oxydation complète à 680 °C. Les mesures de carbone organique total ont été faites avec un appareil de modèle DC-190 de Rosemount Dohrman de Folio Instrument.

4.1.4.18 Viscosité

La mesure de la viscosité a été effectuée majoritairement sur la liqueur mixte pour déterminer son effet sur les pertes de flux. Le principe de cette mesure est la lecture des forces exercées par le fluide testé sur l'arbre de rotation pour différentes vitesses de rotation. Les mesures ont été réalisées avec un modèle DV-II de marque Brookfield. Toutes les mesures ont été prises à 25 °C et la température de l'échantillon a été gardée constante à l'aide d'un contrôleur de température, modèle EX-200, de marque Brookfield.

4.1.4.19 Concentration de lignine (Klason et soluble)

Les mesures de lignine ont été effectuées pour vérifier la proportion de celle-ci qui était retenue par les membranes et/ou dégradée dans les bioréacteurs. Pour effectuer cette analyse, le pH des échantillons doit d'abord être ajusté à un pH inférieur ou égal à 1,5

avec de l'acide sulfurique concentré. Les échantillons sont ensuite autoclavés durant une heure à 104 kPa. On ajuste alors le pH à 5,6 à 6,1 avec du NH₄OH. La solution neutralisée est finalement filtrée. Le filtrat est séché à 100 °C pendant une nuit et pesé. Cette fraction représente la lignine de Klason. La méthode standard équivalente pour cette analyse est la méthode T222 (56). Le filtrat est quant à lui prêt pour la lecture à l'UV (mesure de la lignine soluble). Les lectures des spectres UV ont été effectuées avec un "Diode Array Spectrophotometer", modèle 8452A de marque Hewlett Packard à une longueur d'onde de 205 nm. Pour obtenir une bonne précision de mesure, on doit employer une dilution de l'échantillon permettant d'obtenir une absorbance entre 0,2 et 0,6. La méthode standard équivalente de cette mesure est la méthode UT 250 (57). Les analyses de lignine ont été effectuées par un laboratoire externe (Paprican, Pointe-Claire, Canada). Compte-tenu des coûts de cette mesure, les concentrations de lignine mesurées se sont limitées à des mesures sporadiques effectuées à la fin de chacune des périodes d'équilibre.

4.1.4.20 Concentration en acide gras et résineux (AGR)

Les acides gras et résineux sont des acides monocarboxyliques tricycliques insaturés qui se retrouvent dans l'oléorésine, un mélange de matières hydrophobes trouvées dans les conifères et dans le tallol. La présence de sels de nombreux acides résineux a été identifiée dans les effluents de préparation de la pâte mécanique, dans l'eau collée non blanchie, dans les résidus de préparation du bois, dans l'effluent global des usines de préparation de papier kraft blanchi, dans les effluents du procédé au sulfite et dans les effluents papetiers. Chez les poissons, la toxicité aiguë des effluents de préparation de pâte mécanique a été attribuée dans environ 70% des cas à la portion acide des effluents. Il est donc très important de bien suivre ce paramètre si l'on veut prédire la toxicité de l'effluent produit à la sortie des bioréacteurs.

La technique employée consiste d'abord à faire une extraction de l'échantillon à un pH de 9 avec du méthyl t-butyl éther. Les acides contenus dans le concentré extrait sont convertis en esters de méthyl avec du diazométhane. Après la concentration de l'extrait méthylé, les dérivés de méthyl esters des acides gras et résineux sont déterminés par chromatographie en phase gazeuse. Cette méthode est équivalente à la méthode MENVIQ 88.01/414 - Aci. R. 1.3 (58). Le chromatographe utilisé pour ces analyses était le modèle 3600 de marque Varian. Cette mesure fut effectuée à l'UQTR mais à cause du temps requis pour effectuer cette mesure celle-ci ne fut effectuée qu'à la fin des différentes périodes d'équilibre atteintes.

4.1.4.21 Extractibles

La mesure des extractibles fut effectuée par un laboratoire externe (Paprican, Pointe-Claire, Canada). Cette mesure est effectuée à l'aide de deux extractions. Dans la première, l'échantillon est acidifié à pH 1 avec de l'acide chlorhydrique, tandis que pour la seconde, l'extraction est réalisée au pH naturel avec de l'acétone, du méthanol et du chlorure de méthylène.

4.2 Plan d'expérimentation

Dans le cadre de ce projet, deux sous-projets ont été utilisés pour simplifier l'analyse des variables. Le premier consistait en l'analyse des performances du système de bioréacteur à membranes et le second portait sur la caractérisation de différents types de membranes. Le premier plan expérimental consistait en l'analyse de 3 paramètres quantitatifs. Le second analysait quant à lui deux paramètres qualitatifs. Les deux types de plans expérimentaux choisis furent donc bien différents. Ces deux plans expérimentaux sont décrits aux sections suivantes.

4.2.1 Plan expérimental pour l'analyse des performances des bioréacteurs à membranes

Pour ce premier plan expérimental, les trois variables indépendantes testées furent le temps de rétention hydraulique (TRH), l'âge des boues (TRB) et le débit d'aération (Q_{air}). Ces variables indépendantes ont été testées sur trois niveaux afin de pouvoir déterminer l'importance des interactions entre celles-ci. La méthode classique pour déterminer l'effet de trois variables indépendantes et de leurs interactions sur une réponse donnée (variable dépendante) consiste à utiliser un plan factoriel complet (3^3). Ce type de plan aurait nécessité 27 essais pour obtenir les informations désirées (voir figure 4.5 et tableau 4.2).

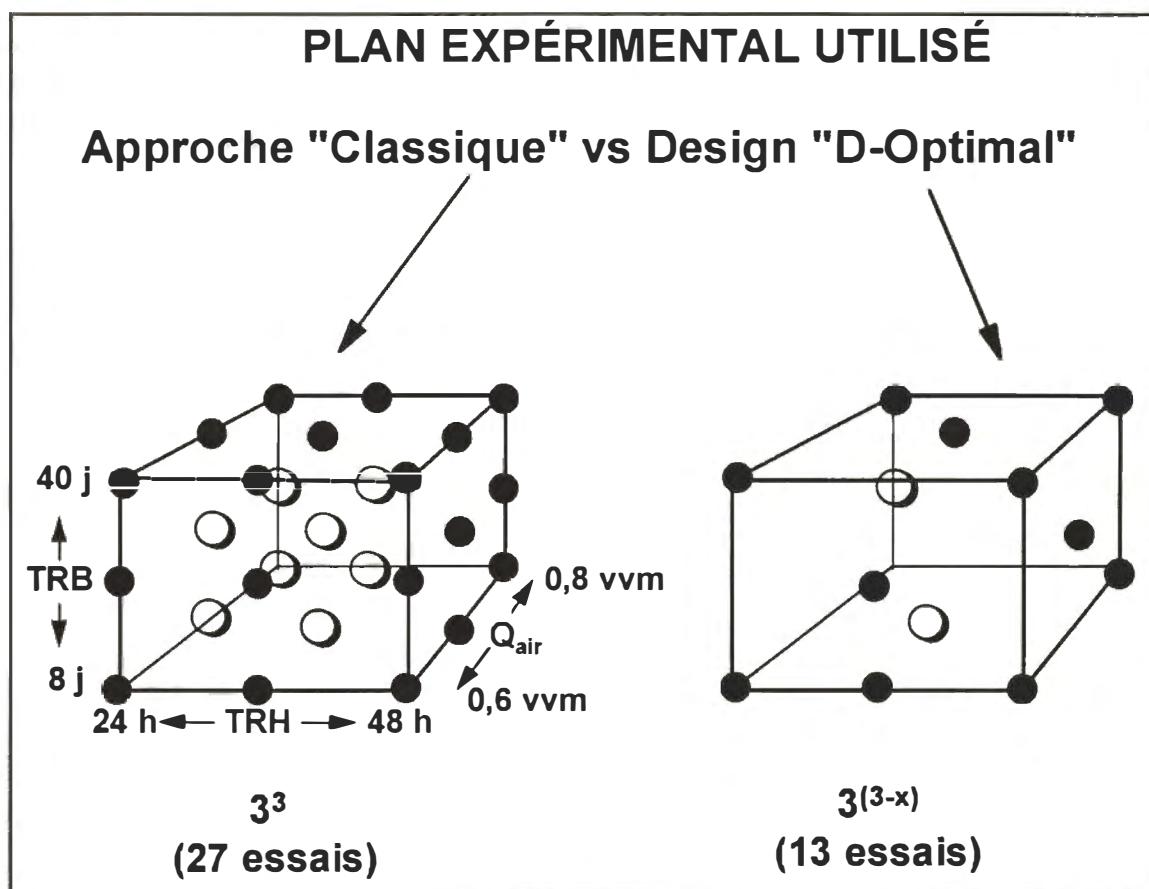


FIGURE 4.5 Illustration d'un plan factoriel classique (3^3) versus un design de type 'D-Optimal'

TABLEAU 4.2 Plan factoriel complet pour trois variables sur trois niveaux (3³)

No de l'essai	Âge des boues, TRB (j)	Temps de rét.hyd., TRH (h)	Aération, Q _{air} (vvm)
1	8	24	0,6
2	8	24	0,7
3	8	24	0,8
4	8	36	0,6
5	8	36	0,7
6	8	36	0,8
7	8	48	0,6
8	8	48	0,7
9	8	48	0,8
10	15	24	0,6
11	15	24	0,7
12	15	24	0,8
13	15	36	0,6
14	15	36	0,7
15	15	36	0,8
16	15	48	0,6
17	15	48	0,7
18	15	48	0,8
19	40	24	0,6
20	40	24	0,7
21	40	24	0,8
22	40	36	0,6
23	40	36	0,7
24	40	36	0,8
25	40	48	0,6
26	40	48	0,7
27	40	48	0,8

Il permet d'obtenir une résolution de type R_V (59). Puisque le temps de réalisation de chacune des expériences était très long (environ un mois par essai), on a dû limiter le nombre d'expériences à réaliser pour analyser les performances des BRM. Le choix s'est arrêté sur un plan expérimental de type "D-Optimal" de résolution R_{IV} (59) nécessitant seulement 13 essais pour obtenir les informations désirées (voir figure 4.5 et tableau 4.3). On a pu ainsi obtenir les mêmes informations mais en utilisant 14 essais de moins, soit l'équivalent d'au moins un an d'essais épargné. Les principes mathématiques entourant le design de type "D-Optimal" sont présentés à l'annexe II.

TABLEAU 4.3 Plan expérimental de type 'D-Optimal" pour trois variables sur trois niveaux

Numéro de l'essai	Âge des boues, TRB (j)	Temps de rétention hydraulique, TRH (h)	Débit d'aération, Q_{air} (vvm)
1	40	48	0,6
2	40	36	0,7
3	40	24	0,6
4	15	48	0,7
5	15	36	0,6
6	15	24	0,8
7	8	48	0,8
8	8	36	0,7
9	8	24	0,6
10	40	48	0,8
11	40	24	0,8
12	8	36	0,6
13	8	48	0,6

On peut remarquer aux tableaux 4.2 et 4.3 que le niveau intermédiaire pour l'âge des boues a été positionné de façon légèrement décentré par rapport aux niveaux inférieurs et supérieurs. Cette modification au design conventionnel a été rendue nécessaire pour fin de comparaison des résultats avec ceux du système de boues activées conventionnel. En effet, il aurait été très difficile d'opérer notre système de boues activées conventionnel à un âge de boues supérieur à 15 jours en traitant un effluent aussi chargé, sans avoir à faire face à des problèmes de décantabilité des boues. Par contre, il était aussi important de tester des âges de boues très élevés et très faibles pour le bioréacteur à membranes de façon à bien pouvoir faire ressortir l'effet de ce paramètre sur les performances de traitement. Les effets de ces changements sur les résultats sont discutés à la section suivante (section 4.3).

4.2.2 Plan expérimental pour la caractérisation de différents types de membranes

Dans ce cas, comme le temps nécessaire pour réaliser les essais était relativement court (quelques jours par essais), un plan expérimental de type factoriel complet (4×4) a été choisi. Le tableau 4.4 présente le plan expérimental retenu pour la caractérisation des membranes. Ainsi, pour chacun des quatre essais présentés (affluent, liqueur mixte diluée et concentrée et effluent), quatre membranes ont été testées (SUPOR 800, SUPOR 100, YM 100 et YM 10). On a donc obtenu en quatre essais l'équivalent des résultats de 16 essais.

Mis à part ces plans expérimentaux majeurs, deux autres bioréacteurs (un à membranes planes (taille de pore de $0,8 \mu\text{m}$) et un système de boues activées conventionnel) ont été employés. Le bioréacteur à membranes ($0,8 \mu\text{m}$) a été utilisé pour comparer son opération avec un bioréacteur à membranes planes ayant une taille de pores de $0,1\mu\text{m}$. Le système de boues activées conventionnel a servi à donner une idée des gains réels de performance obtenus comparativement à celles d'un bioréacteur à membranes.

TABLEAU 4.4 Plan expérimental de type factoriel complet (4²)

Substance testée	Concentration utilisée	Nombre de membranes	Pression d'opération
Affluent des BRM	Naturelle*	4	69 kPa
Liqueur mixte des BRM	Diluée	4	69 kPa
Liqueur mixte des BRM	Naturelle*	4	69 kPa
Effluent des BRM	Naturelle*	4	69 kPa

*: Signifie: "Tel qu'obtenu"

4.3 Méthodes d'analyses des résultats expérimentaux

Différentes méthodes d'analyses des résultats furent utilisées dans cette étude puisque plusieurs objectifs différents étaient visés. L'objectif premier fut l'optimisation des performances d'enlèvement des contaminants (SS, DBO₅, DCO, SD, ST, Extractibles et Toxicité). Ces indicateurs de performance sont donc devenus les variables dépendantes du modèle ou "la réponse".

D'autre part, la détermination des conditions d'opération permettant d'obtenir des enlèvements de contaminants maxima accompagnés d'une production de boues minimale (âge de boues maximum) et avec un temps de rétention hydraulique minimum a été évalué. L'effluent final devrait aussi être non toxique aigu en réponse aux essais avec les daphnies et les truites arc-en-ciel. Enfin, l'analyse a aussi porté sur la compréhension des phénomènes qui causent les diminutions de flux de perméat de façon à pouvoir l'optimiser.

4.3.1 Évaluation des performances obtenues pour chaque période d'équilibre

Cette première partie de l'analyse des résultats consiste en un examen des résultats bruts obtenus avec chaque bioréacteur et pour chacune des périodes d'équilibre réalisées de façon à faire ressortir l'influence des paramètres testés (variables indépendantes) sur les facteurs de réponses analysés (variables dépendantes). Par la suite, une comparaison entre les différents bioréacteurs est présentée pour, entre autres, évaluer l'effet de l'âge des boues et l'effet réel de la présence de la membrane (comparaison des performances entre le bioréacteur à membranes et le système de boues activées conventionnel). Les résultats compilés sont présentés sous forme de moyennes et d'intervalles de confiance.

Ces résultats ont été calculés à partir des données recueillies à la fin de chaque période d'équilibre testée (les quatre ou cinq derniers résultats d'analyses à la fin des trois à quatre semaines de la période d'équilibre). Ces résultats à l'équilibre ont été employés par la suite pour effectuer les différents essais de modélisation par régression. Cette technique de comparaison directe a aussi été employée pour comparer les résultats de cette étude avec ceux obtenus par la compagnie Tembec. Toutes les méthodes statistiques de calcul employées dans ce travail sont présentées à l'annexe III. Dans le but d'alléger la présentation des résultats, les résultats statistiques détaillés ont tous été regroupés à l'annexe IV.

4.3.2 Vérification de l'applicabilité des modèles classiques

Les modèles classiques décrits à la section 2.3 du Chapitre 2 ont été testés de façon à évaluer s'il était possible de décrire les systèmes de bioréacteurs à membranes à l'aide de modèles phénoménologiques. Cette analyse fut la première à être effectuée puisque l'applicabilité des modèles classiques simplifie beaucoup l'optimisation de l'opération

de ce type de système de traitement. L'applicabilité des modèles classiques a été évaluée en fonction des coefficients de régression simple obtenus pour chacune des droites correspondantes aux modèles testés. Une fois que le choix du modèle s'appliquant le mieux au système fut effectué, le taux de croissance de la biomasse et le taux d'utilisation d'oxygène ont été évalués à partir des constantes trouvées. Ces résultats permettent aussi une comparaison directe avec les résultats de la compagnie Tembec. De façon à compléter les informations obtenues avec les modèles classiques, une modélisation par régression des indicateurs de performances versus les paramètres d'opération a aussi été effectuée à l'aide d'un design expérimental.

4.3.3 Design expérimental

Les expériences furent programmées de façon à pouvoir réaliser du même coup la vérification des modèles classiques et l'analyse des différents effets et interactions existants entre les nombreux paramètres d'opération testés. On obtiendra alors des modèles statistiques par régression pouvant quantifier les paramètres et les interactions entre les paramètres les plus importants. La détermination des effets significatifs et non significatifs s'est effectuée à l'aide de diagrammes de Pareto standardisés (59). Ces diagrammes permettent de visualiser rapidement les paramètres significatifs et non significatifs. L'applicabilité des modèles obtenus sera évaluée en fonction du coefficient de régression au carré et aussi du coefficient de régression ajusté au carré avec le nombre de degrés de liberté. Finalement, dans le but de comparer les données d'équilibre obtenues dans cette étude à l'UQTR avec celles en opération continue de la compagnie Tembec, une analyse des paramètres clés par régression linéaire multiple a aussi été effectuée. En effet, puisque les résultats obtenus à la compagnie Tembec n'ont pas été effectués dans un cadre d'un design expérimental, il s'agissait là de la seule façon de pouvoir comparer les effets de paramètres testés sur les performances obtenues.

4.3.4 Régression linéaire multiple

L'utilisation d'une régression linéaire multiple fournit aussi un modèle par régression similaire à celui obtenu avec le design expérimental sans toutefois nécessairement demander l'utilisation de conditions d'opération contrôlées. Le modèle obtenu à l'aide des séries de Taylor utilise les variables indépendantes choisies pour prédire une variable dépendante (réponse). La pertinence des modèles obtenus sera évaluée dans un premier temps à l'aide des tests de Fischer et de Student et ensuite globalement à l'aide du coefficient de régression au carré et aussi du coefficient de régression ajusté au carré avec le nombre de degrés de liberté.

CHAPITRE V RÉSULTATS ET DISCUSSION

5.1 Photographies de flores microbiennes

Les figures 5.1 à 5.5 montrent quelques unes des photographies prises des microorganismes présents dans chacun des bioréacteurs.

La figure 5.1 présente les flores microbiennes existantes dans le BRM #1. On observe sur la photo #1 que la population présente est très dense dû à l'âge de boues très élevé utilisé dans le BRM #1 (40 jours). Sur la photo #2, on aperçoit un agrandissement d'un protozoaire de classe ciliée et des bactéries de type vibron. Sur la photo #3, on remarque la présence de quelques bactéries filamenteuses et des nombreuses tétrades de bactéries de type coccis. Finalement, la photo #4 montre un gros plan d'un métazoaire de classe rotifère.

La figure 5.2 présente les microorganismes présents dans le BRM #2. Sur la photo #1, on peut voir une vue d'ensemble de la biomasse. On remarque que celle-ci est assez dense mais tout de même moins que celle du BRM #1. Cette baisse de concentration est due à la diminution de l'âge de boues employé (15 jours). La photo #2, présente un bouquet de vorticelles (protozoaires de classe ciliée, ordre péririche de la famille des vorticellidés). La photo #3 montre en contraste de phase des métazoaires de classe nématode ainsi que quelques bactéries filamenteuses. Sur la photo #4, on peut voir un gros plan d'un métazoaire de classe nématode.



Photo #1 (1/200)



Photo #2 (1/800)



Photo #3 (1/800)



Photo #4 (1/800)

FIGURE 5.1 Exemples de flores microbiennes présentes dans le BRM #1



Photo #1 (1/40)



Photo #2 (1/600)



Photo #3 (1/500)

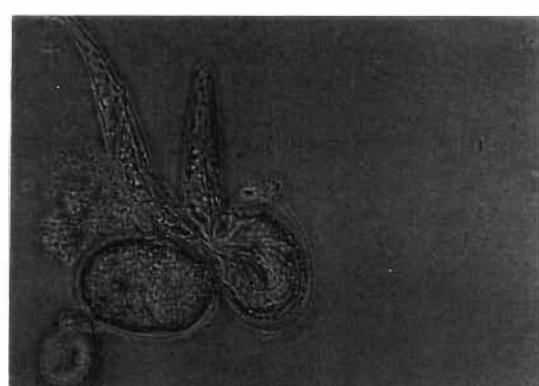


Photo #4 (1/800)

FIGURE 5.2 Exemples de flores microbiennes présentes dans le BRM #2

La figure 5.3 montre les flores microbiennes présentes dans le Plane #1. Une vue d'ensemble de celle-ci est présentée sur la photo #1. On observe que la population est beaucoup moins concentrée que celles présentes dans les BRM #1 et #2. Ici aussi, cette diminution de concentration peut s'expliquer par une baisse de l'âge de boues utilisé (40 et 15 jours vs 8 jours). Sur la photo #2, on aperçoit un plan rapproché d'un métazoaire de classe nématode. Finalement sur la photo #3, on peut voir un protozoaire de classe ciliée de l'ordre des holotriches.

On peut voir sur la figure 5.4 les flores microbiennes contenues dans le Plane #2. Sur la photo #1, la population en présence est très peu concentrée comme dans le cas du Plane #1. Ce résultat était assez prévisible puisque l'âge de boues utilisé dans le Plane #1 et le Plane #2 est identique. L'effet de la taille des pores des membranes ne semble pas influencer la densité de la population en présence. La photo #2 montre un gros plan d'un métazoaire de classe rotifère. Sur la photo #3, on remarque la présence d'un protozoaire de classe ciliée de l'ordre des holotriches. La photo #4 montre un gros plan de bactéries de type coccis en chapelet.

La figure 5.5 montre les flores microbiennes du SBAC. La photo #1 présente une densité de biomasse similaire à celle du BRM #2. La présence ou l'absence de membrane à cet âge de boues (15 jours) ne semble pas vraiment influencer la densité de la population. Toutefois, pour des âges de boues plus élevés, il est impossible de maintenir des concentrations de biomasse supérieures à 15 000 mg/L. Seule l'utilisation de membranes permet d'atteindre de telles concentrations. Sur la photo #2, on observe un métazoaire de classe nématode. La photo #3 montre un métazoaire de classe rotifère. Sur la photo #4, on remarque la présence d'un vorticellidé (protozoaire de classe ciliée de l'ordre de périthriche).

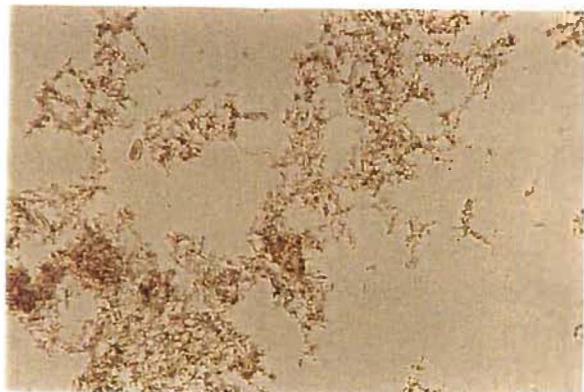


Photo #1 (1/20)

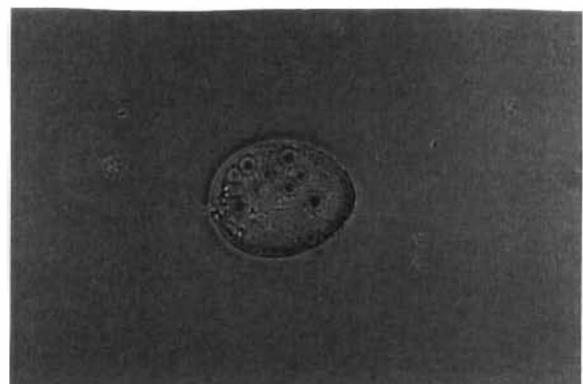


Photo #2 (1/200)

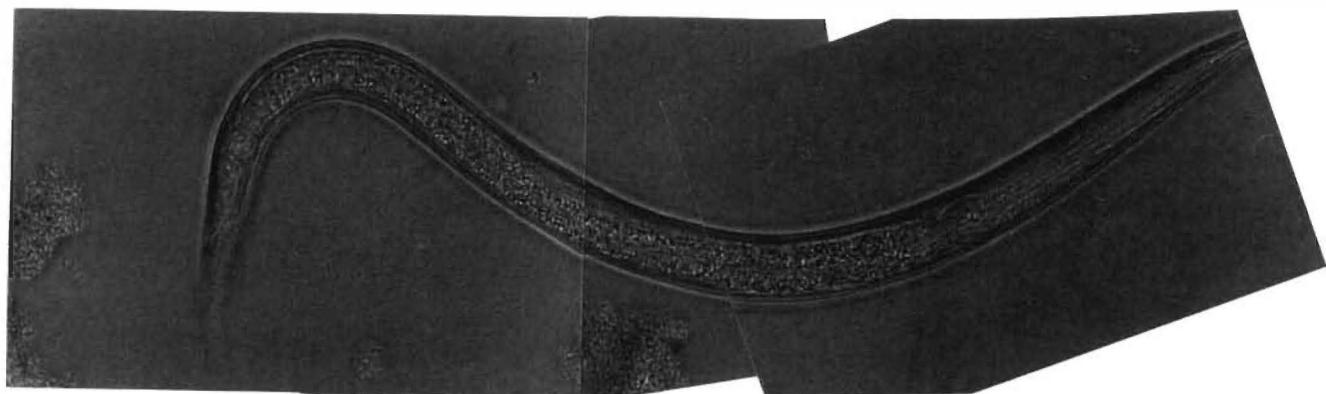


FIGURE 5.3 Exemples de flores microbiennes présentes dans le Plane #1

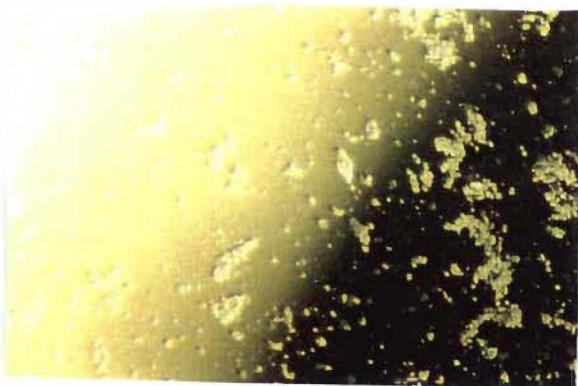


Photo #1 (1/250)



Photo #2 (1/800)

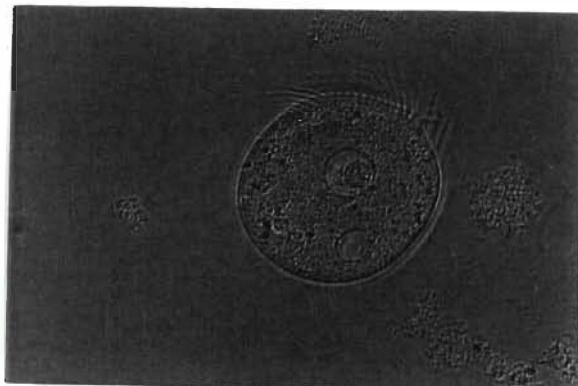


Photo #3 (1/800)



Photo #4 (1/800)

FIGURE 5.4 Exemples de flores microbiennes présentes dans le Plane #2



Photo #1 (1/200)

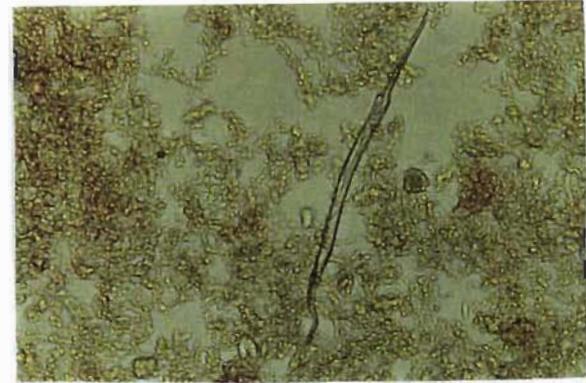


Photo #2 (1/200)

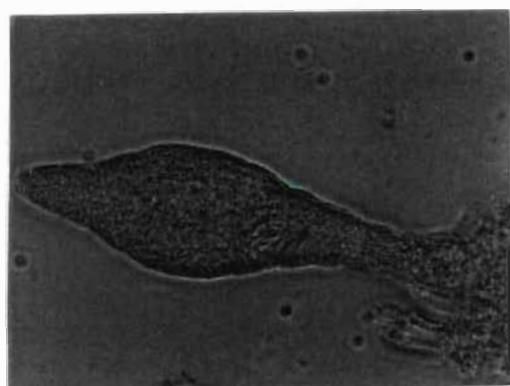


Photo #3 (1/800)

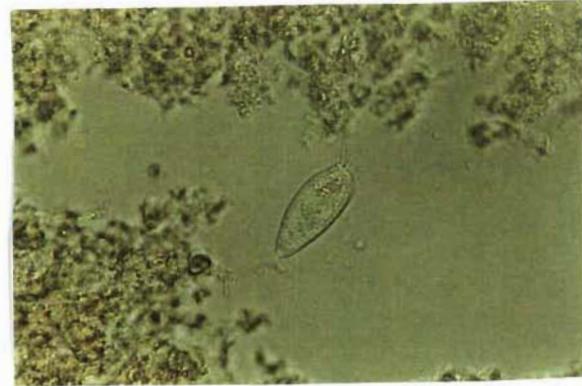


Photo #4 (1/800)

FIGURE 5.5 Exemples de flores microbiennes présentes dans le SBAC

Il est bon de noter que l'identification des microorganismes en présence a été réalisée à l'aide des ouvrages de Vedry (60) et de Leclerc & al. (61). Les photographies prises sous les diverses conditions d'opération ont permis de s'assurer de la bonne santé de la biomasse et déterminer que les plus petits microorganismes en présence identifiés sont des coccis ayant une taille d'environ 1 micron. Cette donnée est très utile pour déterminer la taille minimum des pores des membranes à utiliser pour éviter que les microorganismes ne puissent transverser les membranes et se retrouver dans le perméat.

5.2 Caractérisation de différents types de membranes

Cette section regroupe les différents essais de mesures de flux, ainsi que les performances d'enlèvement obtenues dans les solutés de référence, et dans l'affluent, l'effluent et les liqueurs mixtes de pâtes et papiers.

5.2.1 Flux à l'eau pure, dans les solutés de référence, dans l'affluent, l'effluent et la liqueur mixte

Les essais de flux à l'eau pure et dans les solutés de référence (S1, S2, S3 et S4) ont démontré qu'initialement les flux des membranes indiquaient l'ordre d'importance suivant: SUPOR 800 > SUPOR 100 > YM 100 > YM 10 (figure 5.6). Cette tendance s'est maintenue malgré une baisse légère continue du flux jusqu'au flux à l'eau pure suivant le flux dans le soluté de référence S2. Le passage du soluté S3 a provoqué une baisse importante des flux des trois premières membranes (SUPOR 800, SUPOR 100 et YM 100) en faisant pratiquement disparaître toute différence entre les flux de ces trois membranes. Le flux de la membrane YM 10 est demeuré le plus faible mais la différence entre celui-ci et ceux des autres membranes a beaucoup diminué. Cette tendance s'est par la suite maintenue jusqu'à la fin de l'essai.

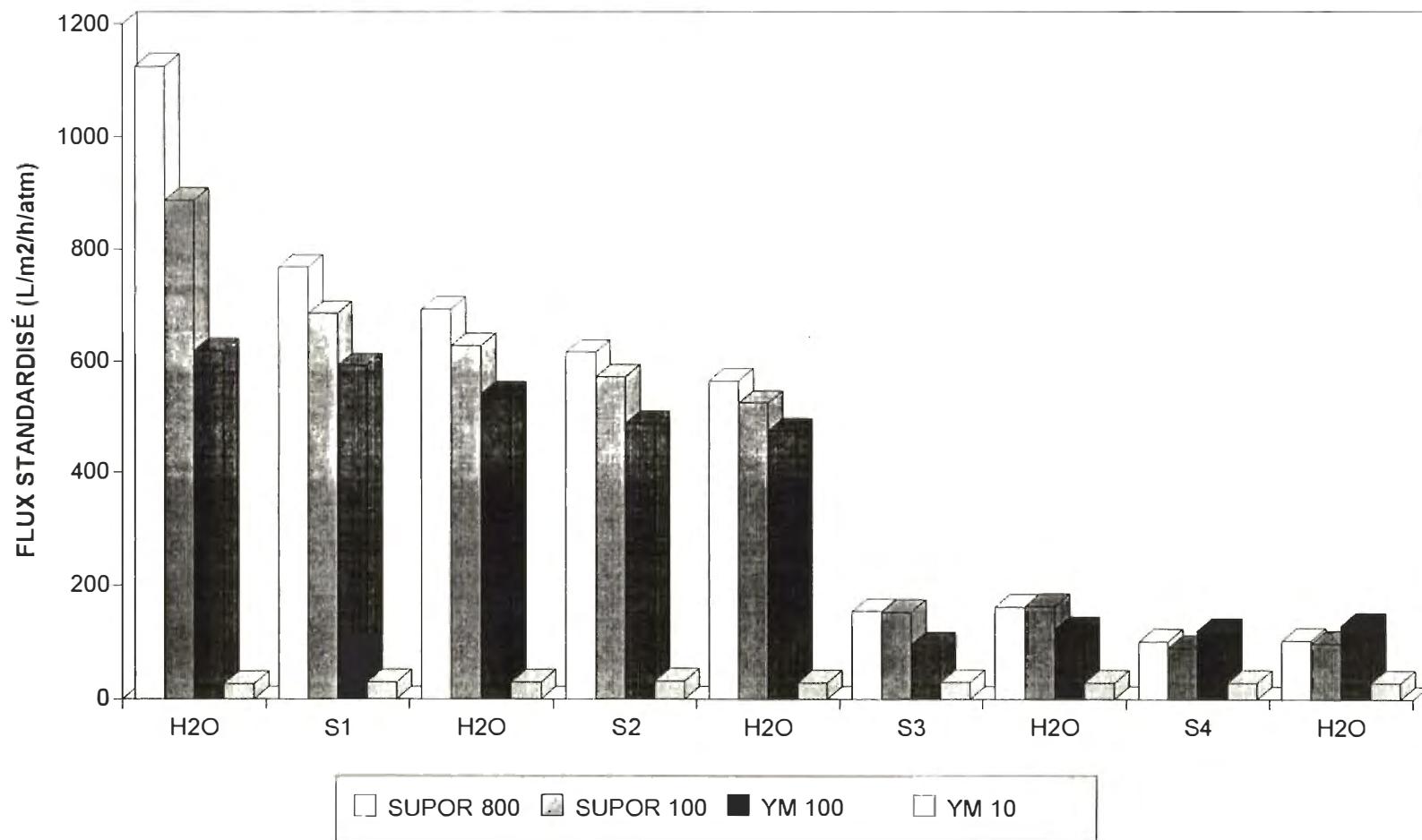


FIGURE 5.6

Flux standardisé pour l'essai avec les solutés de référence

Ces résultats portent à croire que la taille critique des molécules causant les pertes de flux se situe autour d'un poids moléculaire de 500 000 et que le flux de la membrane YM 10 n'est pas ou très peu affecté par ce type de molécule. Pour les effluents de pâtes et papiers, cette taille de molécule est présente dans une proportion inférieure à 20%. Toutefois, la plus grande partie des composés présents possèdent des poids moléculaires variant entre 0 et 1000 (62).

Pour les flux obtenus en utilisant l'affluent, l'effluent et la liqueur mixte, on observe qu'en utilisant l'affluent et l'effluent les baisses de flux sont moins importantes qu'en utilisant la liqueur mixte (concentrée et diluée) (figures 5.7 - 5.10 respectivement). Ces résultats étaient prévisibles compte-tenu de la forte concentration en solides en suspension contenus dans la liqueur mixte. En effet, les solides en suspension présents dans la liqueur mixte forment une couche limite à la surface de la membrane qui diminue grandement le flux. Il est aussi possible qui y ait perte de flux dû à la pénétration de biomasse à l'intérieur des pores. Dans l'affluent, on retrouve aussi des solides en suspension mais en beaucoup moins grande quantité que dans la liqueur mixte. Les solides en suspension présents dans l'affluent sont de nature différente à ceux retrouvés dans la liqueur mixte.

Pour ce qui est de l'effluent, celui-ci est exempt de solides en suspension. La diminution de flux est donc causée, dans ce cas exclusivement, par les substances dissoutes présentes dans l'effluent. Ces résultats portent à croire que la perte de flux est dû à deux phénomènes distincts, soient la concentration en solides en suspension dans la solution (particules > 0,45 µm) et la taille des molécules dissoutes. L'effet de la concentration des solides en suspension a été modélisé et les résultats de ces essais sont présentés à la section 5.3.1. Pour ce qui est de l'effet de la taille des substances dissoutes en présence, les résultats obtenus avec les solutés de référence identifient bien la zone de tailles critiques des molécules dissoutes causant l'encrassement.

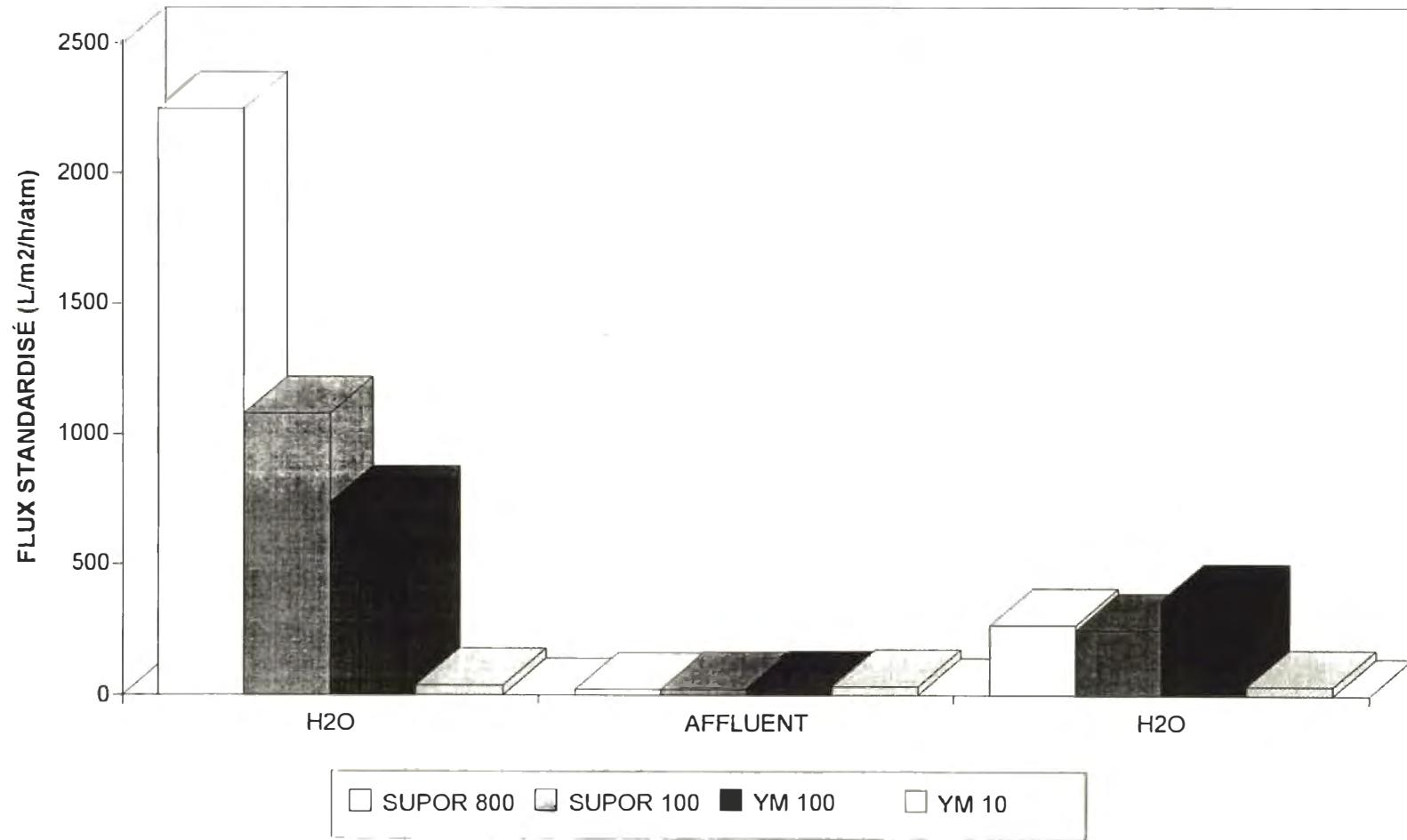


FIGURE 5.7

Flux standardisé pour l'essai avec l'affluent

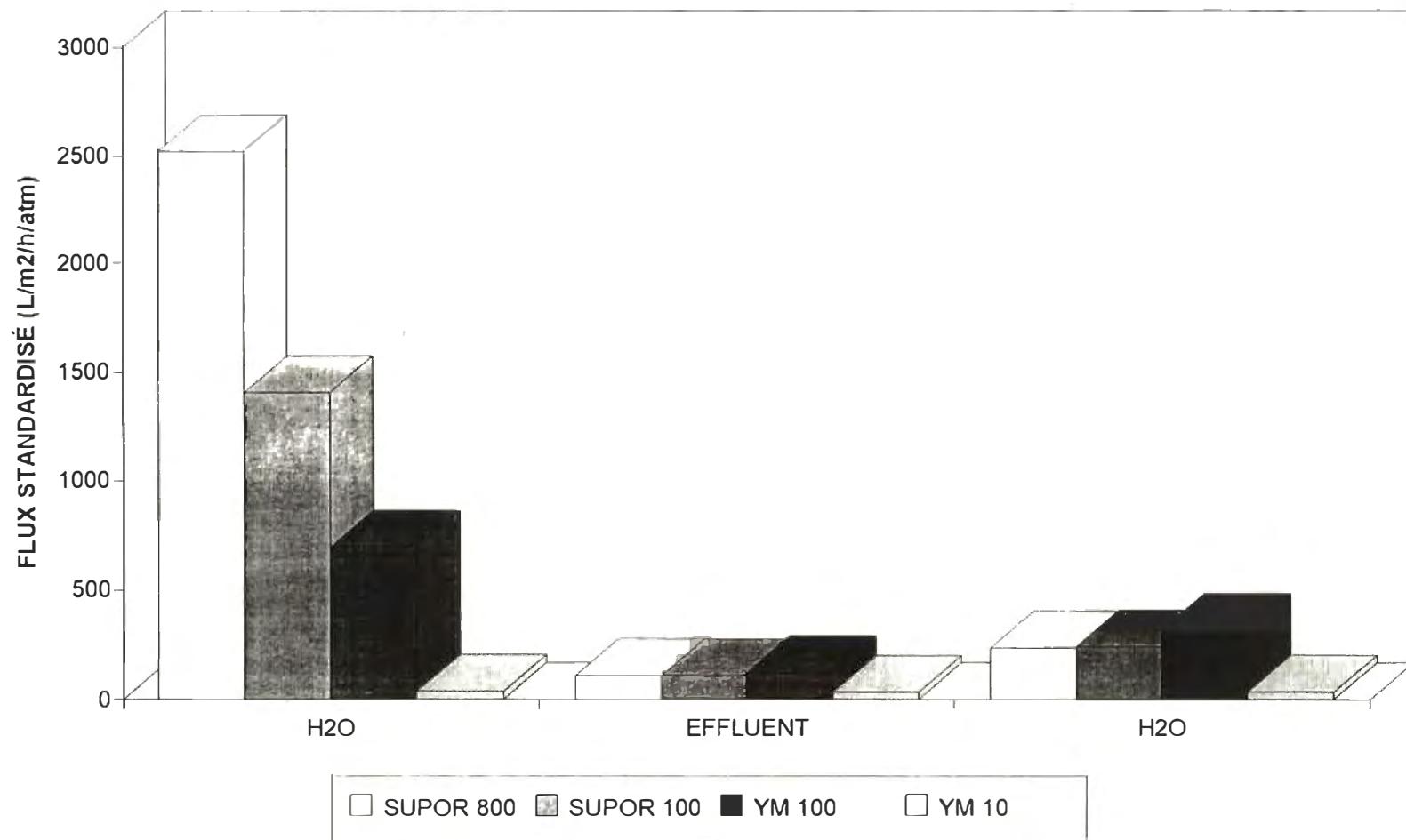


FIGURE 5.8

Flux standardisé pour l'essai avec l'effluent

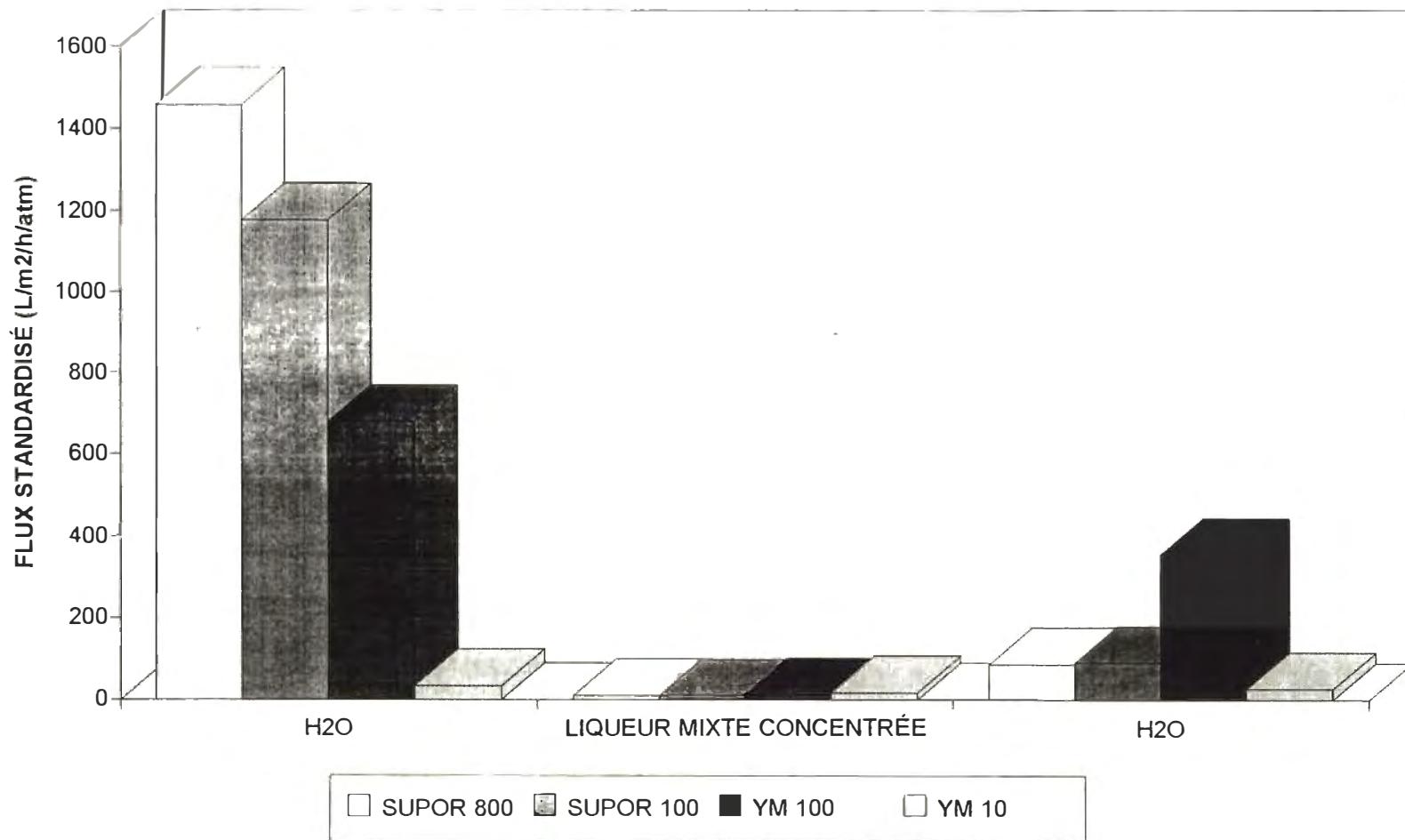


FIGURE 5.9

Flux standardisé pour l'essai avec la liqueur mixte concentrée

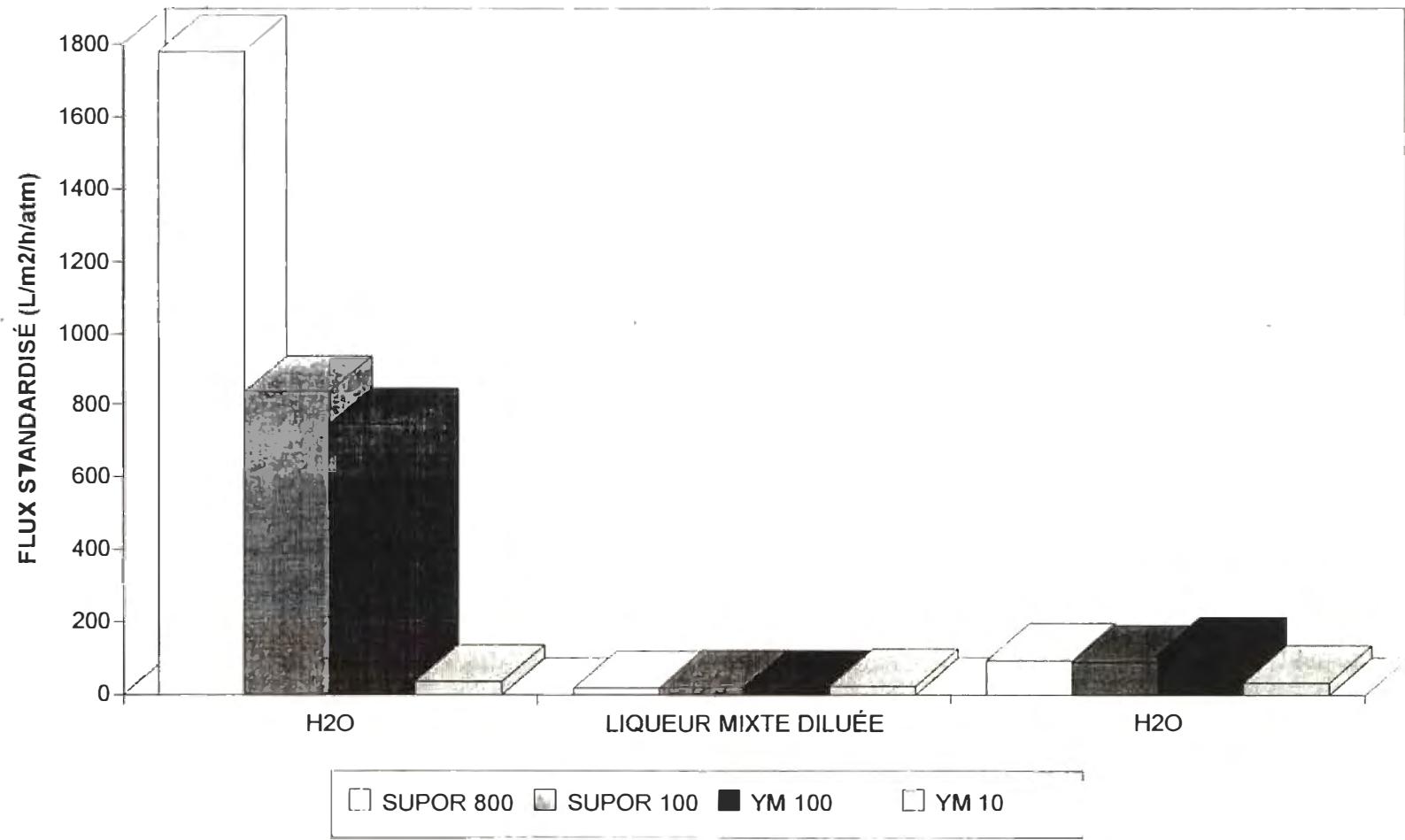


FIGURE 5.10 Flux standardisé pour l'essai avec la liqueur mixte diluée

À la fin de ces essais, plusieurs photos des membranes ont été prises et permettent de visualiser l'encrassement à la surface de celles-ci (couche limite formée à la surface des membranes). Pour l'essai avec les solutés de référence, l'ordre d'encrassement des membranes fut le suivant: SUPOR 800 > SUPOR 100 > YM 100 > YM 10 (figure 5.11).

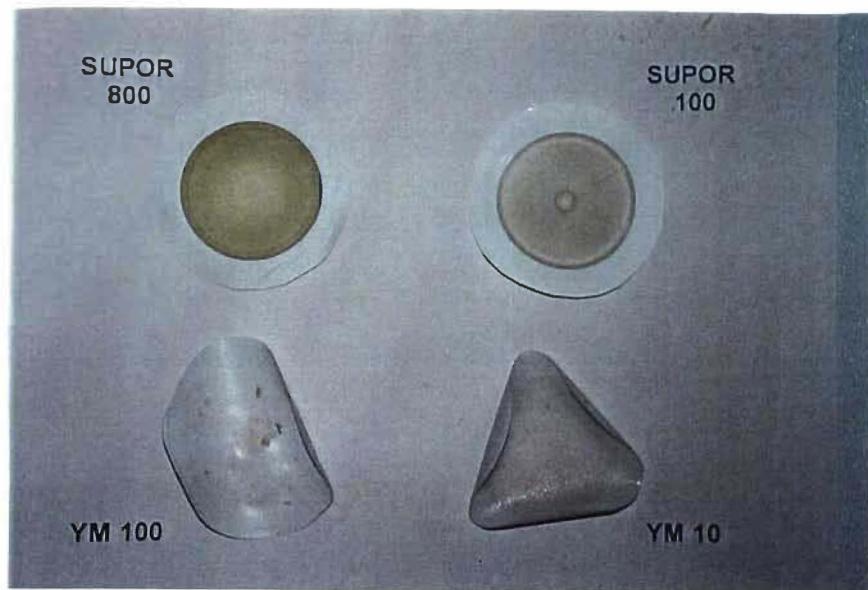


FIGURE 5.11 Photos de membranes pour l'essai avec les solutés de référence

Pour les essais avec l'affluent et l'effluent, l'ordre d'encrassement fut le suivant: SUPOR 800 > SUPOR 100 > YM 100 \approx YM 10 (figures 5.12 et 5.13), alors que pour la liqueur mixte diluée et la liqueur mixte concentrée, l'ordre fut; SUPOR 800 \approx SUPOR 100 > YM 100 \approx YM 10 (figures 5.14 et 5.15). Finalement, si on compare tous les essais entre eux, l'ordre d'encrassement fut le suivant: Soluté de référence > Liqueur mixte concentrée > Affluent > Liqueur mixte diluée > Effluent.



FIGURE 5.12 Photos de membranes pour l'essai avec l'affluent

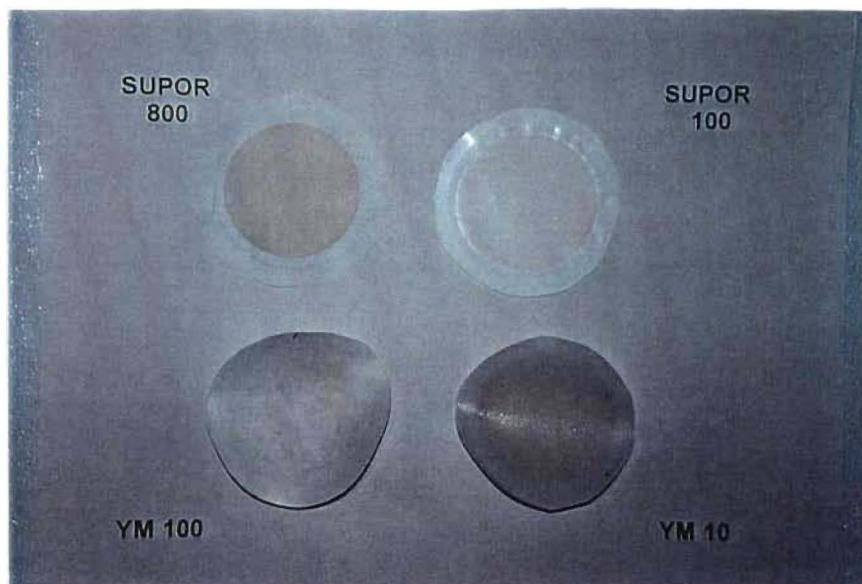


FIGURE 5.13 Photos de membranes pour l'essai avec l'effluent

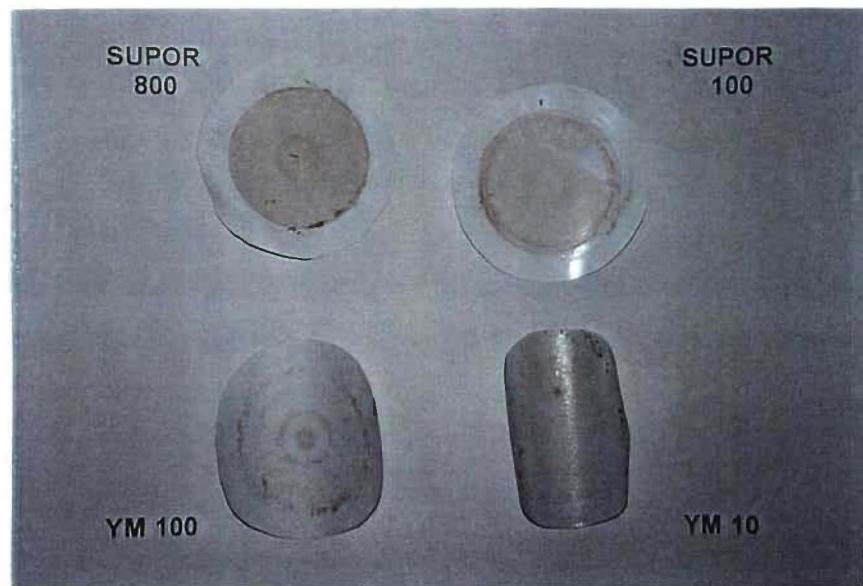


FIGURE 5.14 Photos de membranes pour l'essai avec la liqueur mixte diluée

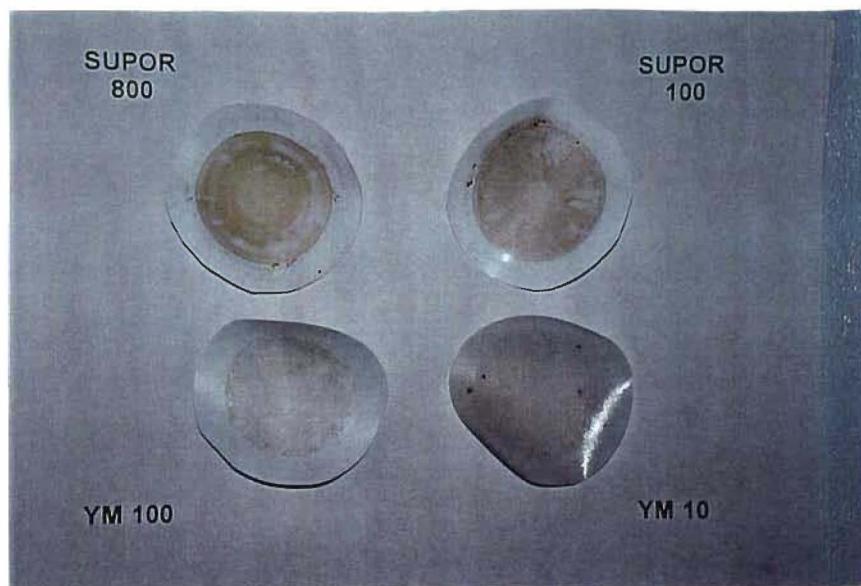


FIGURE 5.15 Photos de membranes pour l'essai avec la liqueur mixte concentrée

5.2.2 Performances d'enlèvement des différents solutés de référence en solution

Pour les solutés de référence S1 et S2, on a obtenu des enlèvements de COT nuls pour les trois premières membranes testées (SUPOR 800, SUPOR 100 et YM 100) (tableau 5.1).

TABLEAU 5.1 **Essais avec les solutés de référence**

		% Enlèvement du COT selon la membrane utilisée			
Solutés de référence	Membrane Supor 800	Membrane Supor 100	Membrane YM 100	Membrane YM 10	
Soluté S1	- 2	2	- 1	81	
Soluté S2	0	- 1	- 7	91	
Soluté S3	- 1	0	8	91	
Soluté S4	84	81	85	79	

La membrane YM 10 a permis des enlèvements de 81% et 91% pour les solutés de référence S1 et S2 respectivement. Pour le soluté S3, les membranes SUPOR 800 et SUPOR 100 n'ont permis aucun enlèvement alors que les membranes YM 100 et YM 10 ont permis des enlèvements de 8% et 91% respectivement. Finalement pour le soluté S4, toutes les membranes ont produit des enlèvements similaires variant entre 79% et 85%. Les valeurs négatives obtenues peuvent être expliquées par le niveau de précision des mesures de COT ou par une possible concentration du perméat par les membranes utilisées.

On peut toutefois difficilement expliquer le fait que la membrane YM 10 n'ait pas permis un enlèvement de 100% (mais de 79%) avec le dextran bleu (soluté S4, poids moléculaire (P.M.) $\approx 2\ 000\ 000$). Les résultats obtenus impliquent la possibilité d'une distribution de pores plus grande que celle indiquée par les fabricants. Ces résultats indiquent aussi que la taille de pore limite des trois premières membranes se situe entre 500 000 et 2 000 000. Pour ce qui est de la membrane YM 10, de très bons enlèvements furent obtenus pour des P.M. d'environ 3 400.

5.2.3 Performances d'enlèvement dans l'affluent, l'effluent et la liqueur mixte

Les enlèvements obtenus (en termes de DCO, COT et ST) dans l'affluent, l'effluent et les liqueurs mixtes concentrée et diluée furent très similaires pour l'ensemble des membranes utilisées (tableaux 5.2 - 5.5). L'effluent utilisé provenait du BRM#2 alors que la liqueur mixte provenait d'un mélange des liqueurs mixtes du BRM#1 et du Plane #1. Ces résultats sont similaires avec les données recueillies dans la littérature pour le traitement de divers effluents papetiers de blanchiment ou de lavage interstage (l'équivalent dans notre cas de l'affluent) mais avec des membranes beaucoup plus denses (3,62 - 64).

L'essai avec l'effluent a donné des résultats un peu différents. En effet, les trois premières membranes (SUPOR 800, SUPOR 100 et YM 100) ont donné des enlèvements presque nuls, à l'exception des enlèvements de ST et de toxicité. La membrane YM 10 a fourni des enlèvements nettement supérieurs. Ces résultats portent à croire que dans notre cas, il s'agit plutôt de l'effet de la couche formée à la surface des membranes qui a permis cette séparation comparativement aux membranes elles-mêmes.

TABLEAU 5.2 **Essais avec l'affluent**

Paramètre	Membrane Supor 800	Membrane Supor 100	Membrane YM 100	Membrane YM 10
Enl. DCO (%)	46	51	49	52
Enl. COT (%)	36	41	38	41
Enl. ST (%)	36	19	17	18
CL-50 (% V/V) Microtox (avec correction de couleur)	33	> 100	39	93

N.B.: La toxicité initiale de l'affluent était de 5 % V/V.

TABLEAU 5.3 **Essais avec l'effluent**

Paramètre	Membrane Supor 800	Membrane Supor 100	Membrane YM 100	Membrane YM 10
Enl. DCO (%)	6	4	8	43
Enl. COT (%)	0	1	2	41
Enl. ST (%)	20	21	22	29
CL-50 (% V/V) Microtox (avec correction de couleur)	31	21	33	74

N.B.: La toxicité initiale de l'effluent était de 12 % V/V.

TABLEAU 5.4 **Essais avec la liqueur mixte diluée**

Paramètre	Membrane Supor 800	Membrane Supor 100	Membrane YM 100	Membrane YM 10
Enl. DCO (%)	89	90	88	89
Enl. COT (%)	82	82	82	82
Enl. ST (%)	58	61	59	54
CL-50 (% V/V) Microtox (avec correction de couleur)	59	63	> 100	> 100

N.B.: La toxicité initiale de la liqueur mixte diluée était de 3 % V/V.

TABLEAU 5.5 **Essais avec la liqueur mixte concentrée**

Paramètre	Membrane Supor 800	Membrane Supor 100	Membrane YM 100	Membrane YM 10
Enl. DCO (%)	89	89	89	91
Enl. COT (%)	78	78	79	79
Enl. ST (%)	57	55	55	57
CL-50 (% V/V) Microtox (avec correction de couleur)	38	68	49	49

N.B.: La toxicité initiale de la liqueur mixte concentrée était de 5 % V/V.

Les résultats de Zaidi & al. (11) vont dans le même sens, puisque divers essais effectués avec des substances propres aux pâtes et papiers démontrent qu'il est possible d'obtenir des enlèvements très similaires, même avec des membranes ayant des tailles de pores beaucoup plus grandes. Zaidi & al. (11) insistent aussi sur l'importance des interactions entre les molécules présentes dans l'affluent des membranes. Dans notre cas, le dépôt à la surface des membranes joue aussi un rôle important et cette hypothèse est confirmée avec l'essai sur l'effluent. Dans ce cas, la couche limite est peu importante due à l'absence de solides de suspension (faible dépôt à la surface des membranes) et les résultats obtenus reflètent ce que l'on retrouve dans la théorie (enlèvement supérieur par les membranes plus serrées).

Puisque l'on obtient des performances presque équivalentes (en termes d'enlèvement de DCO, COT et ST) pour toutes les membranes lors des essais avec la liqueur mixte, on a donc avantage à utiliser des membranes ayant des tailles de pores les plus grandes possibles de façon à maximiser le flux. Toutefois, on doit respecter les limites imposées par le besoin de conserver les microorganismes à l'intérieur du bioréacteur, les plus petits microorganismes (bactéries de type coccus) avaient une taille d'environ 1 micron selon les différentes photos prises. On peut donc facilement penser utiliser des membranes ayant des tailles de pores entre 0,5 et 1 micron. En effet, les microorganismes forment une couche limite à la surface des membranes beaucoup plus dense que la membrane originale. Pour ce qui est de la toxicité, les membranes YM 10, YM 100 et SUPOR 100 ont produit des résultats très encourageants, ce qui porte à croire qu'une membrane plus sélective pourrait servir de traitement de polissage et ainsi permettre aux compagnies de rencontrer la norme de toxicité prévue par les nouvelles réglementations provinciale et fédérale.

Finalement, concernant l'enlèvement de la lignine, on aurait pu s'attendre à ce que des membranes plus sélectives permettent un enlèvement de lignine plus élevé (comme pour tous les composés d'ailleurs). Toutefois, l'écart obtenu entre les performances des différentes membranes fut beaucoup moindre que prévu. En effet, pour l'essai avec la

liqueur mixte diluée, la membrane SUPOR 800 a donné un enlèvement de 59% et les trois autres membranes des enlèvements variant entre 73% et 81%. Pour l'enlèvement lors de l'essai avec la liqueur mixte diluée, les résultats furent presque tous identiques et ont varié entre 74% et 81%. Le même phénomène s'est reproduit aussi pour l'affluent avec des résultats variant entre 53% et 62%.

Pour l'essai avec l'affluent, les enlèvements obtenus sont évidemment plus faibles puisqu'il s'agit d'un effluent provenant déjà d'un bioréacteur à membranes avec un seuil de coupure de 100 000 (selon le fabricant). Les résultats sont en accord avec la logique puisqu'on obtient des enlèvements variant entre 10% et 25% (avec les trois premières membranes). Avec la membrane YM 10 (seuil de coupure de 10 000), on obtient des résultats nettement supérieurs avec 59% d'enlèvement. Le tableau 5.6 résume les performances obtenues pour chacune des membranes avec l'affluent, l'effluent et la liqueur mixte (diluée et concentrée).

TABLEAU 5.6 Pourcentages d'enlèvement de la lignine

	Membrane SUPOR 800	Membrane SUPOR 100	Membrane YM 100	Membrane YM 10
Liqueur mixte concentrée	59	74	73	81
Liqueur mixte diluée	76	76	74	81
Affluent	55	53	60	62
Effluent	25	10	25	59

Les résultats obtenus avec les différents types de membranes viennent encore une fois démontrer l'importance de la couche limite qui se forme à la surface des membranes lors de l'opération du bioréacteur. C'est cette deuxième couche qui assure la sélectivité des membranes plutôt que les membranes elles-mêmes. L'essai avec l'effluent confirme cette hypothèse. En effet, comme dans le cas précédent la présence d'une couche limite peu importante (faible dépôt à la surface des membranes) a généré des résultats plus près de ceux que l'on retrouve dans la théorie.

5.3 Modélisation des flux obtenus lors de l'opération continue du bioréacteur à membranes

Cette section regroupe les essais des modèles de la revue de littérature, la modélisation du flux (vs Qair et SSLM), la modélisation de l'effet des nettoyages ex-situ (perte de flux en fonction du temps), la modélisation de l'effet des rétrolavages in-situ et la modélisation du flux dans le temps.

5.3.1 Essais de divers modèles provenant de la revue de la littérature (section 2.2 de la thèse)

Modèle de Krauth et Staab (22)

Le modèle de Krauth et Staab ($J = J_o e^{K_m((SSLM-SSVLM)Re/SSLM)}$) ne peut être appliqué puisqu'il est impossible de calculer un nombre de Reynolds avec le type de membranes qui fut utilisé (membranes à l'intérieur du bioréacteur avec soutirage au vide) à l'UQTR et à Tembec.

Modèle de Lafforgue-Delorme & al. (23) et Magara et Itoh (24)

Le modèle de Lafforgue-Delorme & al. (23) et Magara et Itoh (24) fait ressortir l'importance de la concentration en solides en suspension totale dans la liqueur mixte du bioréacteur sur la diminution des flux constatée lors des différents essais avec la liqueur mixte (section 5.2.1). Ce genre de modèle est très utile puisqu'il permet de déterminer un seuil de concentration en solides en suspension totales dans la liqueur mixte du bioréacteur afin de maintenir un flux minimum pour assurer la bonne opération du procédé ainsi que sa rentabilité économique. Il faut se rappeler que la concentration en solides en suspension est aussi reliée à la présence de diverses substances qui sont absorbées par la biomasse comme la lignine et les extractibles et qui peuvent provoquer des pertes de flux importantes. Le modèle de Lafforgue-Delorme & al. (23) et Magara et Itoh (24) est le suivant:

$$J = J_o - K_m \log (SSLM)$$

où: J = Flux volumique ($L/m^2/h$)

J_o = Flux volumique à l'eau pure ($L/m^2/h$)

K_m = Constante, sans dimension

SSLM = Concentration en solides en suspension totale dans la liqueur mixte du bioréacteur

Le modèle proposé par Lafforgue-Delorme & al. (23) et Magara et Itoh (24) a été testé de façon à vérifier son applicabilité face aux différentes périodes d'équilibre obtenues avec les BRM #1 et BRM #2 à l'UQTR et avec des données d'opération continue provenant de l'usine de Tembec. Les résultats obtenus avec les données de l'UQTR démontrent que le modèle est significatif statistiquement avec un niveau de confiance de plus de 99%. Le coefficient de régression obtenu fut de -0,89 ($r^2 = 78\%$). Le modèle obtenu fut le suivant:

$$J = 74 - 15,3 \log (\text{SSLM})$$

Pour ce qui est du modèle obtenu avec les données de Tembec, celui-ci fut aussi significatif (plus de 99% de confiance). Le coefficient de régression obtenu fut de -0,59 ($r^2 = 34\%$). Le modèle obtenu est le suivant:

$$J = 217 - 44,74 \log (\text{SSLM})$$

On remarque que le flux à l'eau pure et la constante obtenue avec les données de l'UQTR et celles de Tembec sont très différents. Le fait que le flux à l'eau pure déterminé soit plus élevé avec les données de Tembec s'explique par le fait que les équipements de soutirage utilisés sur l'unité à grande échelle de Tembec sont plus performants que ceux utilisés sur les modules de l'UQTR. En effet, à l'UQTR, le soutirage du perméat était limité par la vitesse de rotation de la pompe centrifuge utilisée. À Tembec, l'unité pilote de bioréacteur à membranes n'avait pas cette limitation. Il était donc possible d'obtenir à Tembec, sur une unité de plus grande dimension, des flux plus élevés. Pour ce qui est de la constante K_m , bien que celle-ci soit plus élevée avec les données de Tembec, la proportion entre le flux à l'eau pure et la constante est la même que pour les données de l'UQTR. Proportionnellement, les pertes de flux sont donc identiques en fonction de la variation du niveau des SSLM.

Modèle de Sato et Ishii (25)

Le modèle de Sato et Ishii (25) est un modèle très complexe décrivant les effets de trois paramètres d'opération (DCO, SSLM et viscosité) sur le flux de perméat du bioréacteur. L'utilité de ce genre de modèle pour l'optimisation de l'opération des bioréacteurs est moins évidente que dans le cas du modèle précédent puisqu'il s'agit d'un modèle à trois variables indépendantes élevées à diverses puissances. Le modèle de Sato et Ishii (25) est le suivant:

$$J = 1,245 \left(\left(\frac{SSLM}{23} \right)^{-2,66} \left(\frac{S_o}{610} \right)^{-3,93} \left(\frac{\eta}{0,481} \right)^{0,936} \right)^{0,348}$$

où: J = Flux de perméat (m/j)

SSLM = Concentration en solides en suspension totale dans la liqueur mixte du bioréacteur

S_o = Concentration du substrat (mg/L de DCO)

η = Viscosité dynamique de la liqueur mixte (Pa · s)

Ce modèle a aussi été testé avec les différentes périodes d'équilibre obtenues avec les BRM #1 et BRM #2 à l'UQTR et avec des données d'opération continue provenant de l'usine de Tembec pour vérifier son applicabilité en conservant les constantes attribuées à chacune des variables ainsi que les valeurs des exposants du modèle original. On a donc vérifié si l'on obtenait une relation linéaire entre le flux expérimental et la valeur calculée de ce modèle. Le nouveau coefficient (en remplacement du facteur 1,245) correspondant à nos données d'opération a ainsi été calculé (pente de la droite).

Les résultats obtenus avec les données d'équilibre de l'UQTR démontrent une bonne relation linéaire entre le flux et la valeur calculée avec le modèle de Sato et Ishii (25). Le coefficient de régression obtenu ($r = 0,99$ pour un $r^2 = 97\%$) le démontre bien. La pente obtenue avec les données de l'UQTR est toutefois beaucoup plus élevée que celui du modèle original (4647 vs 1,245). Ces résultats démontrent un plus grand effet des paramètres d'opération testés comparativement au modèle original.

Pour ce qui est des résultats avec les données de Tembec, il fut impossible de démontrer l'applicabilité du modèle testé ($r = 0,10$ pour un $r^2 = 1\%$). Cette différence entre les résultats obtenus à Tembec et à l'UQTR s'explique par le fait que les données de l'UQTR étaient des données en régime stable comparativement à celles de Tembec qui étaient des données d'opération continue (plus variables). Il est donc normal d'obtenir des

coefficients de régression plus élevés avec les données à l'équilibre de l'UQTR qu'avec celles d'opération continue de Tembec.

Modèle de Sutton & al. (26)

Le modèle de Sutton & al. (26) ($J = K_m \log (SSVLM/SSLB)$) n'est pas applicable dans notre cas, puisque malgré un rapport constant de SSVLM/SSLB on a remarqué une baisse de flux avec l'augmentation du niveau de SSLB, tel que démontré par le modèle de Lafforgue-Delorme & al (23) et Magara et Itoh (24).

5.3.2 Modélisation du flux (vs Qair et SSLB)

Cette modélisation a été effectuée dans le but de vérifier l'importance relative de deux paramètres d'opération sur le flux de perméat du bioréacteur. La modélisation du flux à partir des différents périodes d'équilibre atteintes à l'UQTR (sans l'effet des différentes interactions) a démontré que le débit d'air (Qair) était un paramètre non significatif sur le flux alors que le niveau de SSLB l'était à un niveau de confiance de 93%. Le modèle obtenu fut le suivant:

$$J = 6,21 + 2,56 \text{ Qair} - 4,88 \text{ SSLB}$$

Le coefficient de régression obtenu fut de 0,71 ($r^2 = 51\%$ et $r^2_{aj} = 32\%$). Il est bon de noter que pour cette modélisation, des valeurs codées de +1 à -1 furent utilisées pour décrire les valeurs maximales et minimales de chacune des variables testées.

Ce modèle statistique a permis de déterminer que l'effet du niveau de SSLM est d'environ deux fois plus grand que celui de l'aération. La figure 5.16 (un diagramme de Pareto standardisé) illustre les résultats obtenus par cette modélisation.

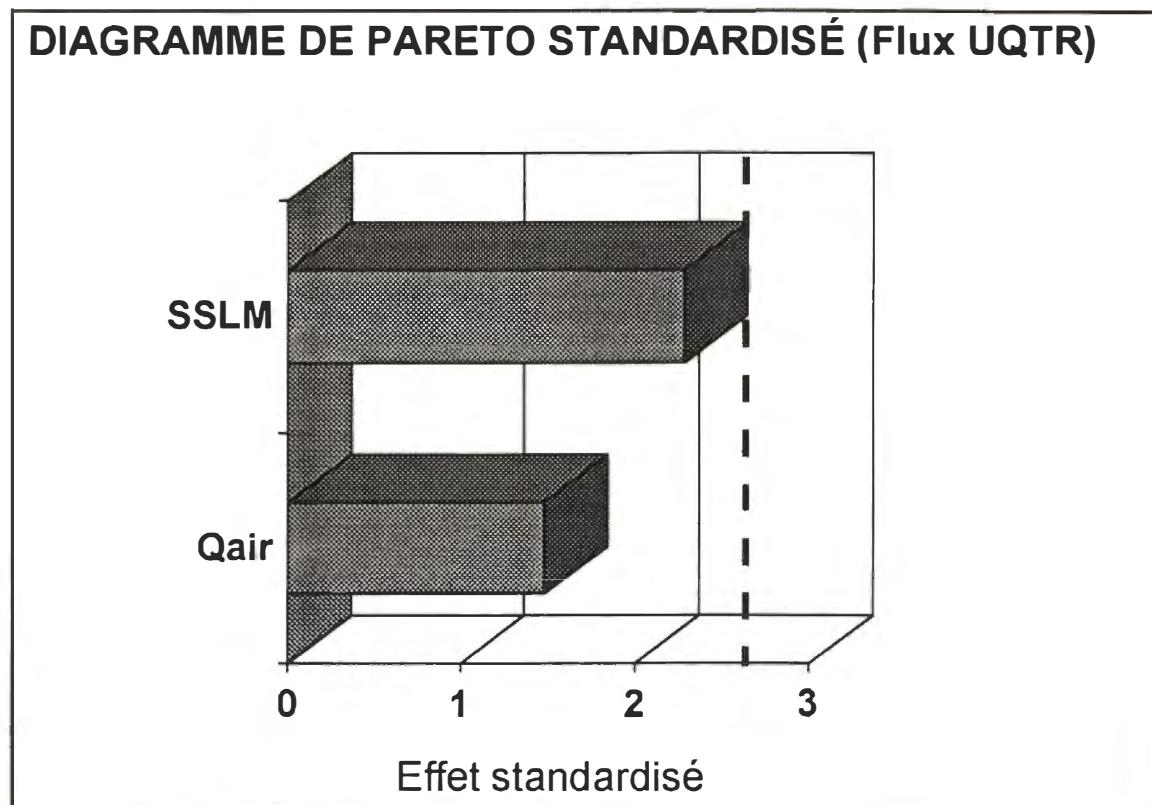


FIGURE 5.16

Diagramme de Pareto standardisé pour le flux de perméat du bioréacteur à membranes avec les données de l'UQTR (effets principaux seulement)

Le modèle incluant les interactions avec les données de l'UQTR n'a démontré aucun paramètre significatif au-delà de la limite de signification statistique de 95%. L'effet des SSLM est demeuré environ le double de celui de Qair comme dans le cas du modèle sans les interactions (voir figure 5.17).

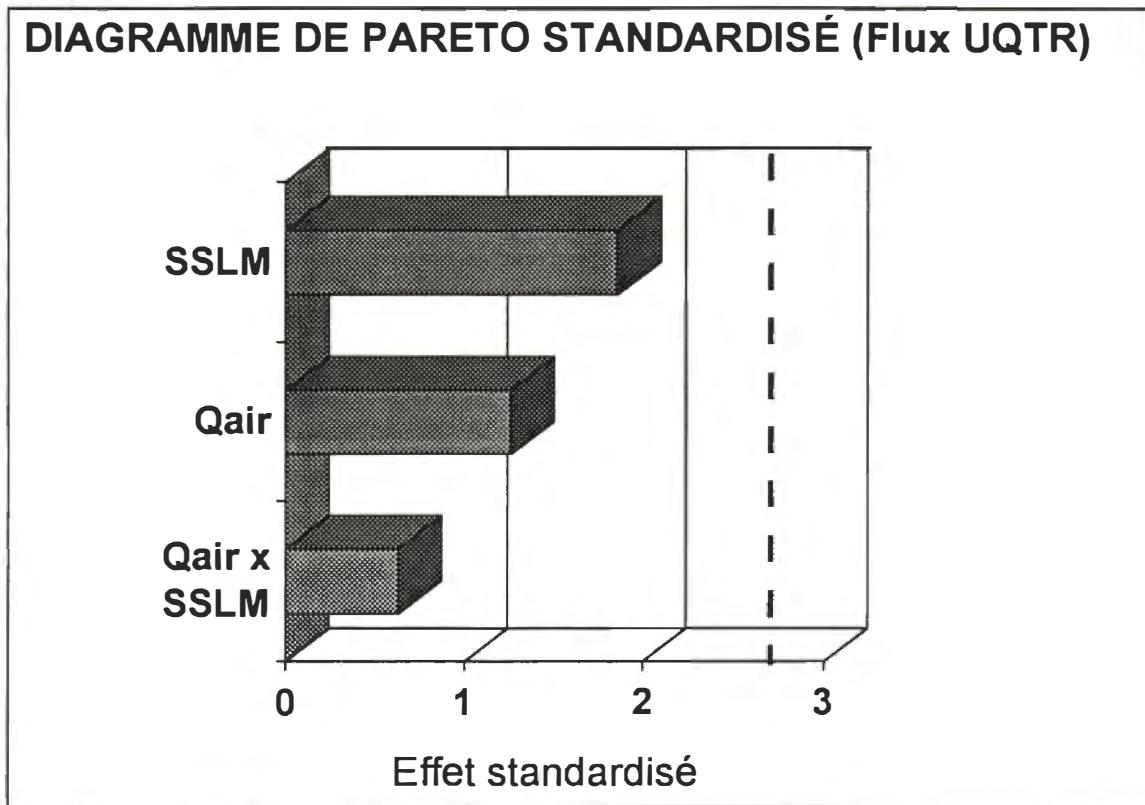
**FIGURE 5.17**

Diagramme de Pareto standardisé pour le flux de perméat du bioréacteur à membranes avec les données de l'UQTR (effets principaux et interactions)

Les résultats obtenus par ces deux modélisations indiquent donc que le type d'aération utilisé n'avait pas les effets "nettoyants" escomptés.

Avec les données de Tembec, il a été possible de reprendre le même traitement de données que celui utilisé pour les données de l'UQTR. Le modèle obtenu, sans tenir compte des interactions, fut le suivant:

$$J = 65,7 + 9,3 \text{ Qair} - 27,9 \text{ SSLM}$$

Le coefficient de régression obtenu fut de 0,71 ($r^2 = 51\%$ et $r^2_{aj} = 50\%$).

Il est bon de noter que pour cette modélisation aussi, on a utilisé des valeurs codées de +1 à -1 pour décrire les valeurs maximales et minimales de chacune des variables testées. Comme dans le cas avec les données de l'UQTR, ce modèle statistique a permis de déterminer que l'effet du niveau de SSLM est d'environ deux fois plus grand que celui de l'aération. La figure 5.18 (un diagramme de Pareto standardisé) illustre les résultats obtenus par cette modélisation.

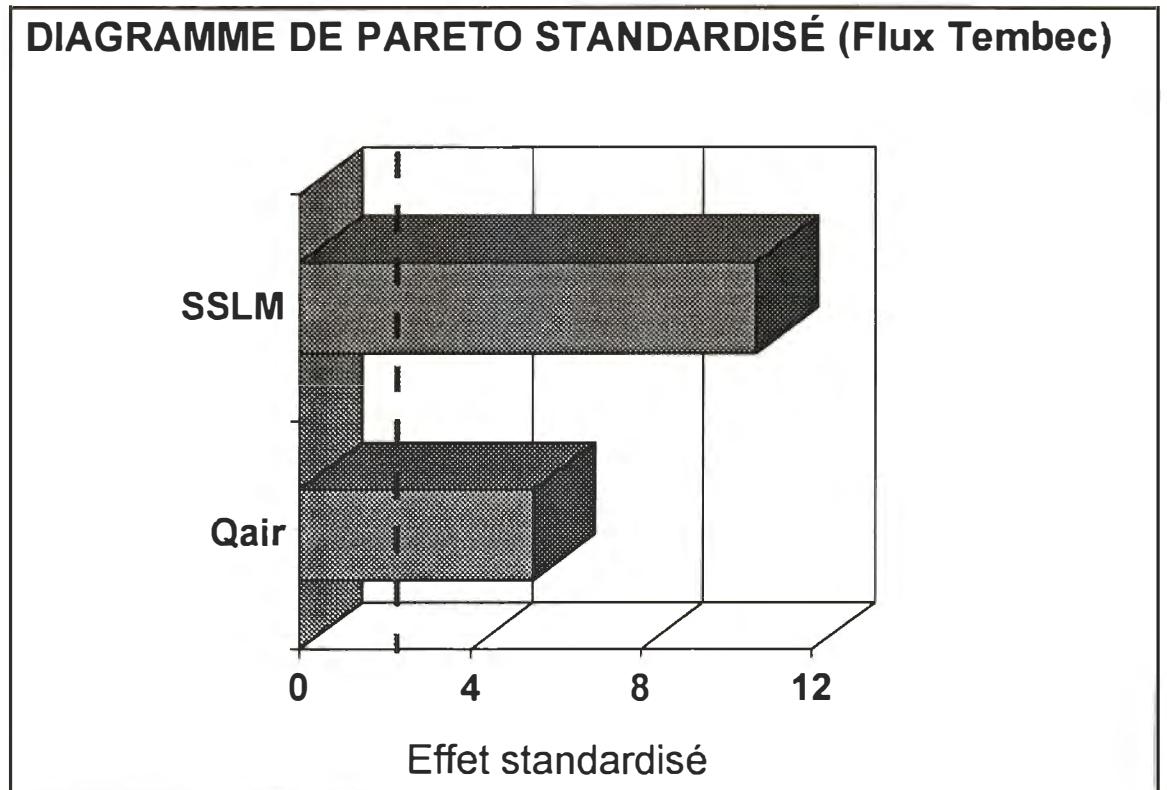


FIGURE 5.18

Diagramme de Pareto standardisé pour le flux de perméat du bioréacteur à membranes avec les données de Tembec (effets principaux seulement)

Le modèle incluant les interactions avec les données de Tembec a démontré que tous les paramètres étaient significatifs au-delà de la limite de signification statistique de 95%.

L'effet des SSLM est dans ce cas d'environ le triple de celui de Qair (voir figure 5.19). Le modèle obtenu sans tenir compte des interactions fut le suivant:

$$J = 14,1 + 0,3 \text{ Qair} - 141,6 \text{ SSLM} - 20,8 \text{ Qair} \times \text{SSLM}$$

Le coefficient de régression obtenu fut de 0,74 ($r^2 = 55\%$ et $r_{aj}^2 = 54\%$). Il est bon de noter que pour cette modélisation aussi, on a utilisé des valeurs codées de +1 à -1 pour décrire les valeurs maximales et minimales de chacune des variables testées.

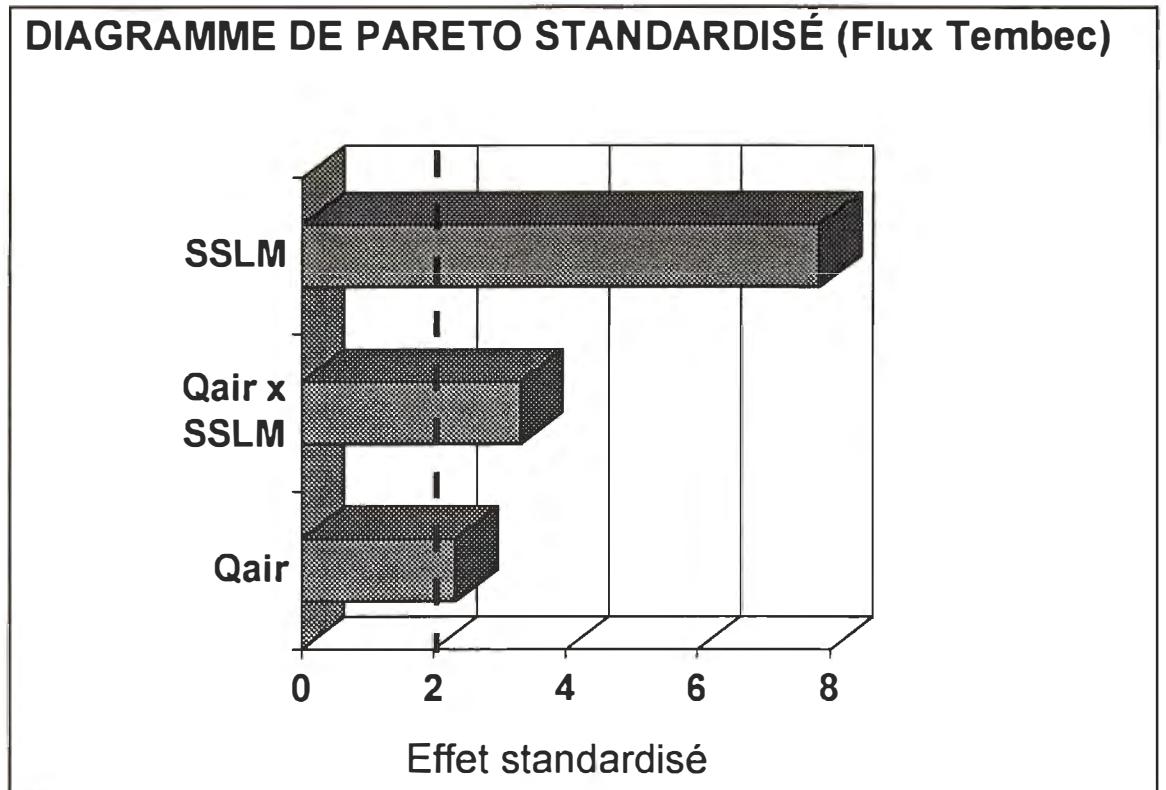


FIGURE 5.19

Diagramme de Pareto standardisé pour le flux de perméat du bioréacteur à membranes avec les données de Tembec (effets principaux et interactions)

On peut voir dans ce modèle statistique que les flux obtenus avec les données de Tembec sont supérieurs à ceux de l'UQTR comme ce fut le cas avec le modèle de Lafforgue-Delorme & al. (23) et Magara et Itoh (24). Les raisons expliquant ces différences de flux ont déjà été fournies. Un point intéressant ressortant de cette comparaison est que le rapport entre la moyenne du flux obtenu et les effets des différents paramètres (SSLM et Qair) est pratiquement le même pour les données de l'UQTR et celles de Tembec (modèle sans les interactions). L'importance relative de ces paramètres est donc constante pour les deux systèmes.

Ces modèles statistiques permettent donc de confirmer l'importance du niveau des SSLM sur le flux de perméat tel que démontré par les différents modèles cités dans la section précédente. De plus, cette modélisation statistique permet aussi de voir que le niveau d'aération utilisé est un facteur beaucoup moins important que le niveau de SSLM sur les flux obtenus. Donc, avec le type d'aérateur utilisé, le niveau d'aération peut donc être optimisé strictement en fonction des besoins en aération de la liqueur mixte pour permettre l'enlèvement des composés à biodégrader et la synthèse de la biomasse. L'utilisation de jets d'air sous pression pourrait peut-être augmenter l'effet de l'aération, tel que décrit dans les travaux de Chiemchaisri & al. (37).

5.3.3 Modélisation de l'effet des nettoyages ex-situ (perte de flux en fonction du temps)

Au début de l'opération du BRM #1, celui-ci a été opéré sans effectuer de rétrolavages. Les seuls nettoyages effectués lors de baisses de flux trop importantes (rendant le flux insuffisant pour maintenir le TRH choisi) étaient des lavages ex-situ avec un jet d'eau sous pression. Divers essais de modélisation par régression de perte de flux de ces nettoyages ex-situ ont été réalisés pour évaluer l'effet réel de ces nettoyages. Ceux-ci démontrent une baisse linéaire du flux après les lavages. En effet, les trois essais donnent des équations de droite avec des coefficients de régression variant entre 0,73 et 0,95

indiquant une forte relation linéaire entre le temps écoulé après le nettoyage et la baisse du flux obtenue.

De plus, on peut voir une augmentation de la valeur absolue de la pente en fonction de l'âge des membranes (perte de flux plus rapide après les lavages). Ces résultats démontrent donc qu'avant le début de l'utilisation des rétrolavages, la membrane s'encaressait de plus en plus avec le temps et que les nettoyages externes devenaient de moins en moins efficaces. Ces résultats ont été confirmés par la modélisation du flux en fonction du temps effectuée à la section 5.3.5 où l'on peut voir qu'en absence de rétrolavages le flux décroît continuellement en fonction du temps. Les équations obtenues pour chacun des trois nettoyages ex-situ sont présentées à l'annexe IV.

5.3.4 Modélisation de l'effet des rétrolavages in-situ

Suite à la constatation de la baisse de flux engendrée par l'absence de rétrolavages, une décision fut prise d'effectuer des rétrolavages quotidiens de la membrane. Les gains obtenus par l'utilisation des rétrolavages furent alors très variables, et cela sans raison apparente. Les rétrolavages ont même engendré quelque fois une baisse de flux plutôt qu'une hausse de ceux-ci. L'effet des rétrolavages a donc été modélisé de façon à déterminer leur effet en fonction du flux initial avant le rétrolavage. Le but de cette modélisation était de pouvoir optimiser la fréquence optimale de rétrolavage à utiliser. Il a été possible de démontrer qu'il existe une relation linéaire semi-logarithmique entre le pourcentage de gain de flux et le flux de perméat initial. Les essais de modélisation donnent une équation de droite avec un coefficient de régression de - 0,74 indiquant une forte relation linéaire entre le logarithme du pourcentage de gain de flux et le flux initial avant le rétrolavage. L'équation obtenue est présentée à l'annexe IV.

Ce modèle fourni un outil utile permettant d'optimiser la fréquence des rétrolavages à employer selon les besoins en flux pour la bonne marche du système. On peut ainsi utiliser une fréquence minimum de rétrolavage pour éviter la colonisation des membranes par les microorganismes et ajouter au besoin des rétrolavages automatisés plus fréquents en fonction des baisses de flux mesurées. De cette façon, il est possible d'économiser sur les coûts du nettoyage tant au niveau du coût des nettoyants eux-mêmes que du temps perdu pour effectuer ceux-ci.

5.3.5 Modélisation du flux dans le temps

La modélisation du flux dans le temps s'est effectuée en deux étapes. Tout d'abord, la baisse du flux dans le temps en absence de rétrolavage a été mesurée pour les données de l'UQTR. Ensuite, les flux mesurés à l'UQTR et à Tembec, avec utilisation de rétrolavages, ont été comparés en fonction du temps.

Pour la modélisation initiale des données de l'UQTR en absence de rétrolavage, une relation linéaire fut obtenue démontrant clairement la baisse du flux de perméat en fonction du temps ($r = -0,64$). L'équation obtenue est présentée à l'annexe IV. Les membranes s'encrassaient peu à peu du à l'accumulation à la surface des membranes de quantités importantes de biomasse. Il est bon de noter que cette modélisation s'est faite pour une période de temps où la concentration des SSLM était relativement constante de façon à bien évaluer l'effet du temps sur la baisse du flux et non celui de la concentration des SSLM dont l'impact sur le flux a été démontré et quantifié à la section 5.3.1.

Pour les essais avec les données de l'UQTR en présence de rétrolavages, les résultats obtenus furent tout à fait différents. En effet, la pente la droite obtenue est non significative statistiquement indiquant que le flux durant cette période est constant. L'équation obtenue est présentée à l'annexe IV. Dans ce cas aussi, il est bon de noter que

cette modélisation s'est faite pour une période de temps où la concentration des SSLM était également relativement constante.

Finalement, le même type de modèle a été appliqué aux données de Tembec pour vérifier s'il existait une baisse de flux réelle en fonction du temps en présence de rétrolavages. Dans ce cas, on obtient une pente significative indiquant une baisse de flux significative en fonction du temps. L'équation obtenue est présentée à l'annexe IV. Toutefois, suite à une étude plus approfondie, il a été démontré que cette baisse de flux était en fait due à l'augmentation progressive de la concentration des SSLM mesurée durant cette période. Effectivement, après avoir utilisé les modèles développés à la section 2.1, il a été possible de quantifier la perte de flux attribuable à la hausse des SSLM et il a été démontré que celle-ci était pratiquement équivalente à celle mesurée durant la période de temps correspondante à la plage de données utilisées pour réaliser la régression. L'effet réel du temps est donc dans ce cas-ci aussi négligeable. Les détails de ces calculs sont aussi présentés à l'annexe IV.

Ces derniers résultats sont donc très encourageants pour la poursuite à grande échelle de ce projet puisqu'ils démontrent la possibilité d'obtenir des flux constants en fonction du temps si l'on contrôle bien l'augmentation de la concentration des SSLM.

5.4 Performances obtenues avec chacun des bioréacteurs

Données du BRM #1:

La figure 5.20 présente la variation du flux durant les essais avec le BRM #1. Durant la première période d'opération (0 à 100 jours), le flux de perméat a diminué constamment et ce, malgré certains nettoyages ponctuels effectués (suite à une deuxième mesure de flux à l'eau, on a remarqué une perte irréversible de flux).

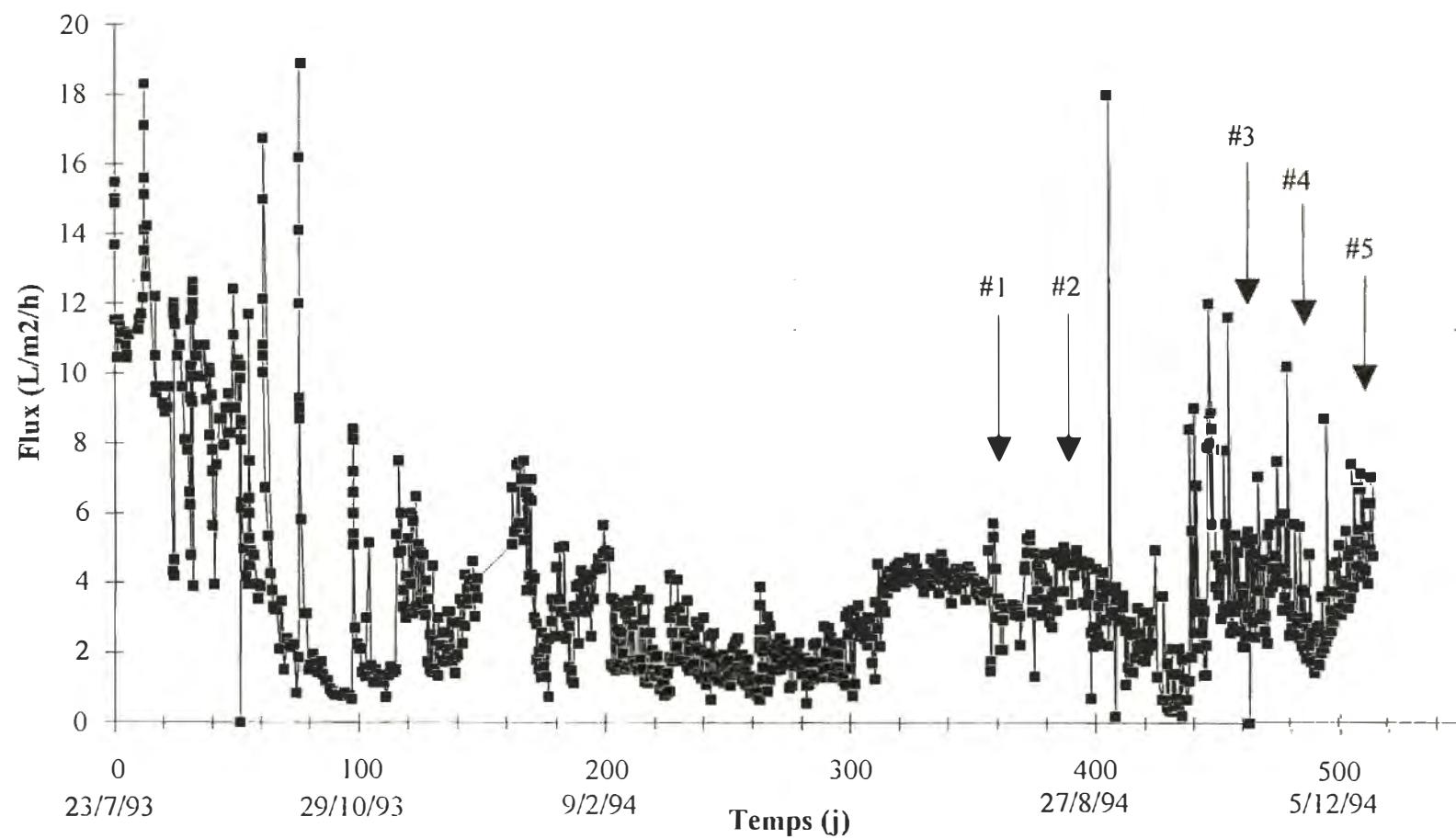


FIGURE 5.20 Variation du flux pour le BRM #1

Par la suite, l'utilisation des rétrolavages a débuté sur une base quotidienne et les flux se sont stabilisés autour de 2,6 L/m²/h (100 à 300 jours). C'est après cette période qu'a débuté l'analyse de diverses périodes d'équilibre. Durant les cinq périodes d'équilibre subséquentes testées, le flux s'est maintenu autour de 4 L/m²/h démontrant ainsi l'efficacité des rétrolavages employés quotidiennement pour éviter l'encrassement des membranes. On peut remarquer sur cette figure une hausse du flux entre les périodes d'équilibre #2 et #3. Cette hausse est explicable par les contraintes imposées au système dues à des problèmes d'approvisionnement en affluent. Ces problèmes ont eu pour effet de causer une baisse de la concentration des SSLM due à l'augmentation rapide du TRH. La concentration des SSLM étant plus faible, cela a favorisé l'obtention de flux plus élevés. Il est bon de noter que pour les figures 5.20 à 5.58, les flèches indiquent la fin des périodes d'équilibre selon leur ordre de présentation dans les tableaux correspondants.

La figure 5.21 présente la variation du TRH durant les essais avec le BRM #1. Le temps de rétention hydraulique a été ajusté pour la période d'acclimatation à 48 heures (jusqu'à environ 30 jours) et ramené par la suite autour de 24 heures. Lors de cette période, les grandes variations du niveau du bioréacteur, causées par le malfonctionnement de la vanne de contrôle de niveau, ont empêché de maintenir le temps de rétention hydraulique constant. Bien que l'on ait réglé rapidement ce problème de flotte, d'autres problèmes rencontrés par la suite avec le flux de perméat ont obligé l'augmentation du TRH à des niveaux beaucoup plus élevés que prévus initialement. C'est seulement en décembre 1994 où l'on est arrivé à obtenir des conditions d'opération stables pour le BRM #1 et ainsi commencer à recueillir des données fiables pour la modélisation. Les périodes d'équilibre testées pour les trois premiers essais furent les suivantes: 48, 36 et 24 heures. Par la suite des essais de confirmation ont été effectués pour les TRH de 24 et 48 heures. Les grandes variations que l'on retrouve à la figure 5.21 entre les périodes d'équilibre de 36 et de 24 heures sont dues à des problèmes d'approvisionnement en affluent à traiter qui ont forcé l'augmentation temporaire du TRH.

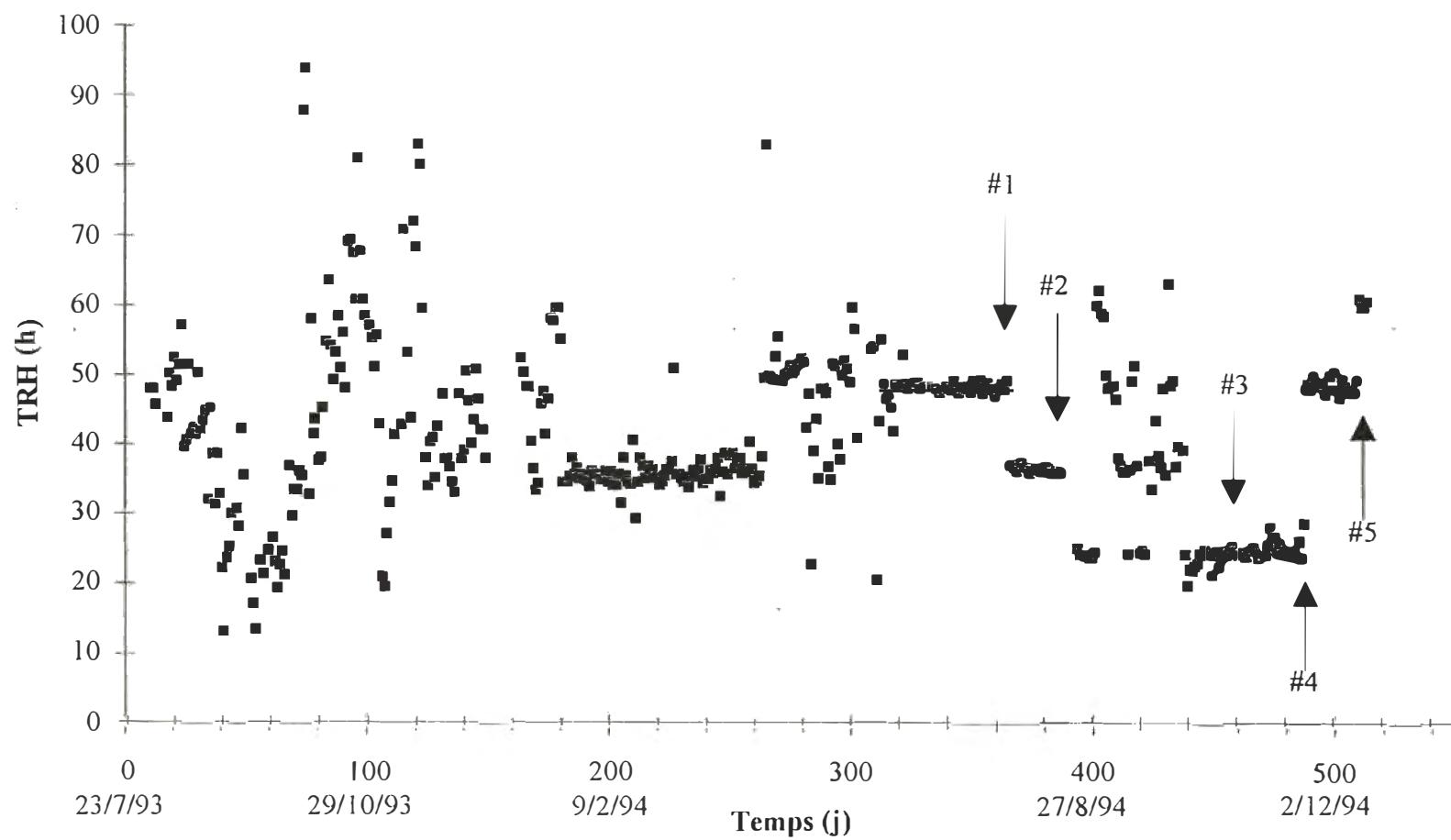


FIGURE 5.21 Variation du TRH pour le BRM #1

La figure 5.22 présente la variation de la concentration des SSLM durant les essais avec le BRM #1. La concentration des SSLM était initialement très élevée (35 000 mg/L). Par la suite, la concentration des SSLM a chuté de façon constante jusqu'à la fin décembre 1994. Cette chute de la concentration des SSLM était due en grande partie au fréquent débordement du bioréacteur. Le niveau a recommencé à augmenter après l'installation d'un système d'antimousse sous pression muni d'une minuterie et d'une nouvelle flotte plus efficace. De janvier à avril 1995, le niveau moyen des SSLM fut d'environ 15 400 mg/L, et augmenta à environ 21 000 mg/L d'avril à juin. Par la suite, pour la première période d'équilibre, la concentration des SSLM s'est située à environ 8 000 mg/L. La concentration des SSLM a augmenté constamment avec la diminution du TRH (de 48 h à 36 h et de 36 h à 24 h) pour se situer autour de 28 000 mg/L. Finalement, avec la hausse du débit d'aération, la concentration des SSLM a augmenté substantiellement de nouveau, pour se stabiliser autour de 46 500 mg/L (pour des TRH de 24 et 48 heures). La chute drastique de la concentration des SSLM entre les périodes d'équilibre #2 et #3 s'explique elle aussi par la hausse rapide du TRH imposée au système pour la même raison que celle indiquée aux paragraphes précédents.

La figure 5.23 présente la variation du pourcentage d'enlèvement de la demande chimique en oxygène (DCO) durant les essais avec le BRM #1. L'enlèvement de la DCO fut excellent durant la période initiale (150 premiers jours) et a varié entre environ 80 à 95 %. L'enlèvement de la DCO a ensuite diminué légèrement pour se situer à environ 75% (période entre 200 j et 275 j). Un changement du grade d'affluent (du tremble au lieu de l'érable pour la période entre 275 j et 325 j) à traiter a engendré une chute drastique des performances d'enlèvement de la DCO (seulement 45% d'enlèvement). Lors du retour à l'affluent d'érable, la première période d'équilibre testée a permis d'obtenir un excellent enlèvement de la DCO, soit de 85 %. Le retour à un TRH de 36 heures a engendré une baisse de l'enlèvement moyen de la DCO à environ 75%. Par la suite, l'enlèvement moyen fut de 56 % soit une baisse importante des performances. Cette baisse peut s'expliquer par deux raisons principales, soient la diminution du TRH à 24 heures et la baisse du débit d'aération.

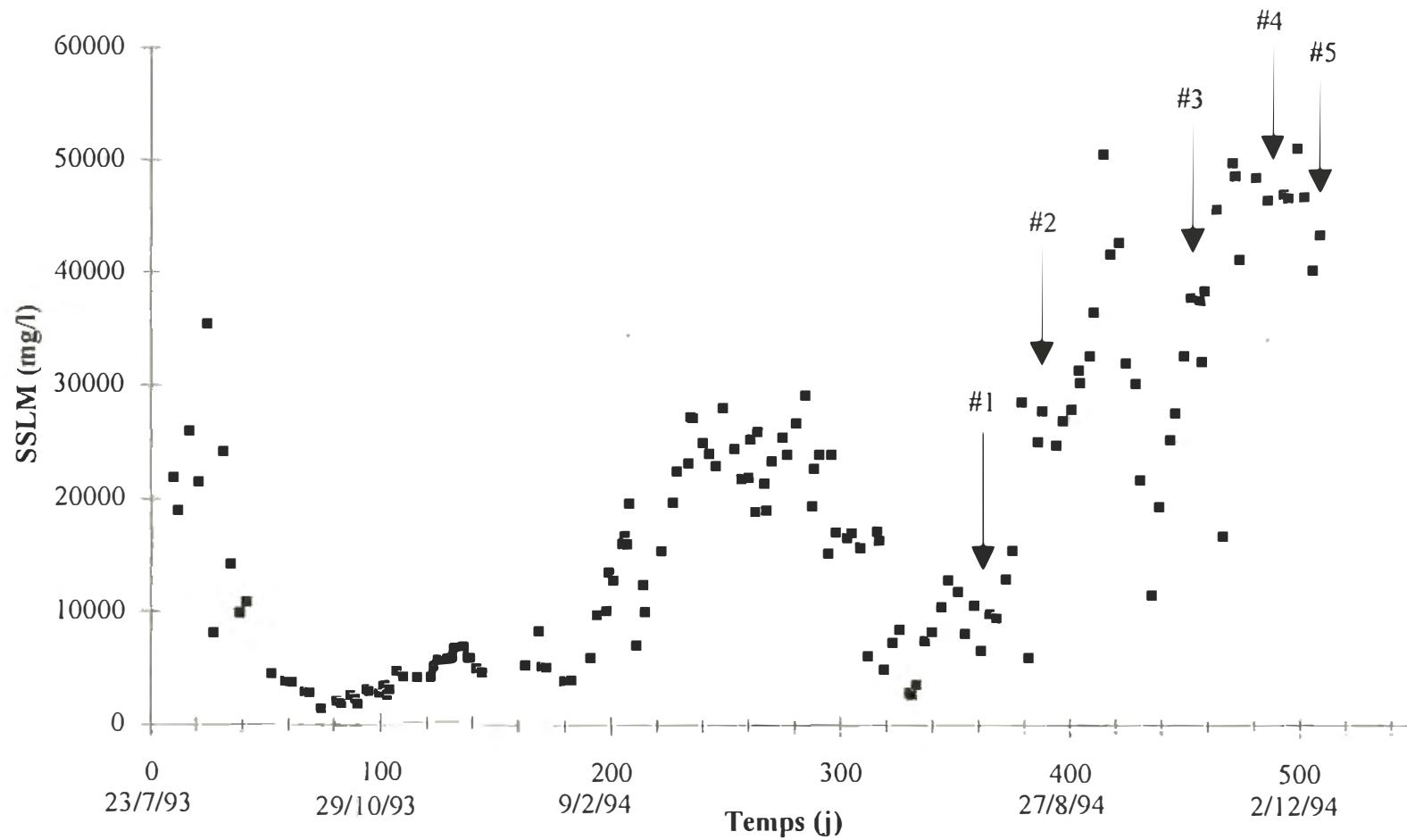


FIGURE 5.22 Variation des SSLM pour le BRM #1

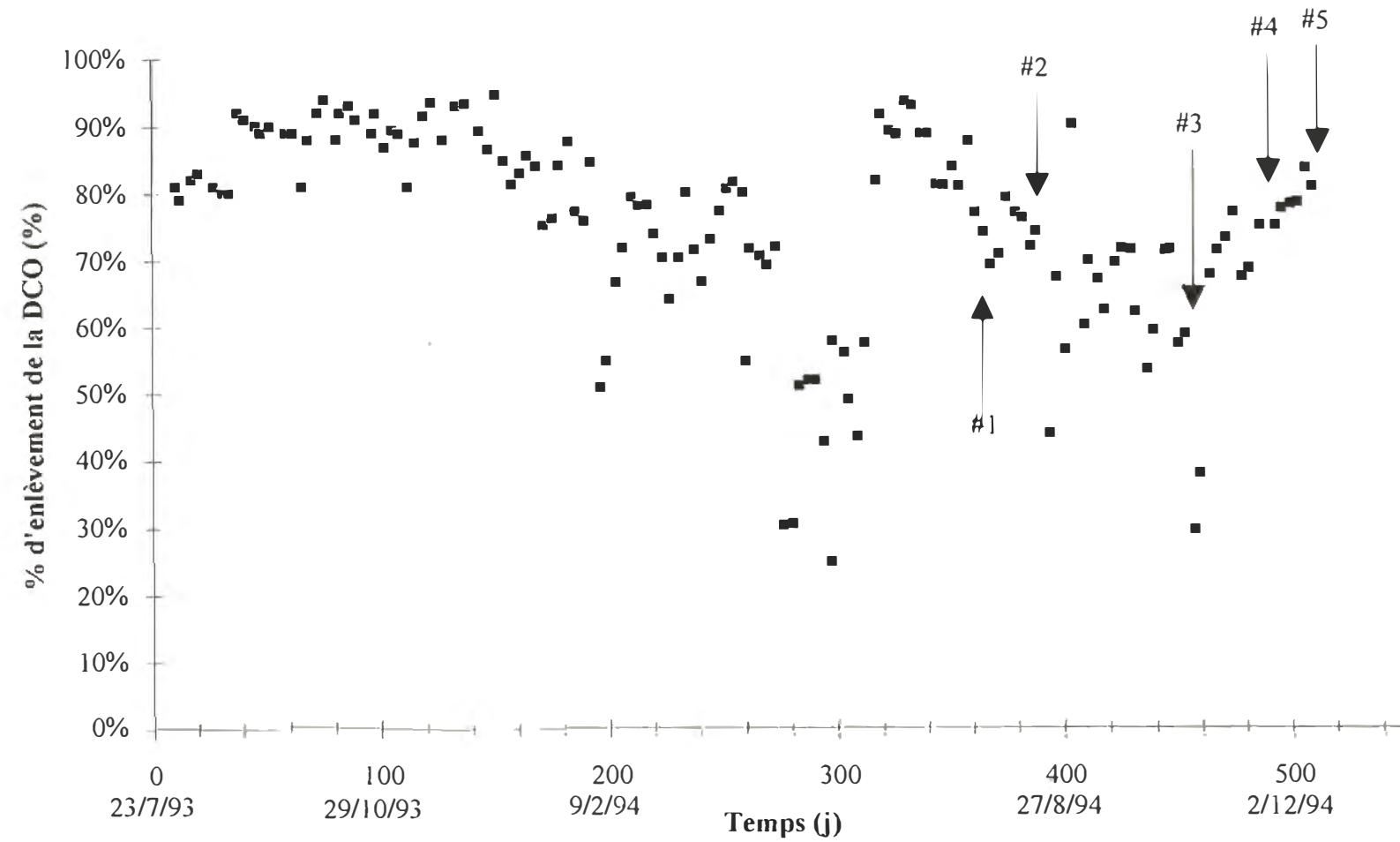


FIGURE 5.23

Variation du % d'enlèvement de la DCO pour le BRM #1

Pour la période d'équilibre suivante, le même TRH avait été conservé (24 heures) mais le débit d'aération (Q_{air}) fut augmenté à 0,8 vvm (volume d'air / volume de bioréacteur / minute). On a ainsi obtenu une augmentation des performances d'enlèvement de la DCO à 71%. Finalement, pour la dernière période, une nouvelle période d'équilibre a été testée à un TRH de 48 heures mais en augmentant également le débit d'aération à 0,8 vvm. Malgré cette hausse du débit d'aération, la performance obtenue fut légèrement inférieure à celle obtenue la première fois, soit de 79% (vs 85%).

La figure 5.24 présente la variation du pourcentage d'enlèvement de la demande biochimique en oxygène (DBO_5) durant les essais avec le BRM #1. L'enlèvement de la DBO_5 est demeuré excellent à environ 95% pour les 175 premiers jours d'opération. Par la suite, l'ajustement du TRH à 36 heures a fait légèrement chuter l'enlèvement de la DBO_5 à environ 90%. Le changement de grade de l'affluent a aussi nuit aux performances provoquant une chute de l'enlèvement jusqu'à environ 45%. Pour la première période d'équilibre testée à un TRH de 48 heures, l'enlèvement de la DBO_5 fut excellent soit à 97%. Le retour à un TRH de 36 heures a permis d'obtenir aussi un enlèvement moyen similaire de la DBO_5 (95%). Pour la période d'équilibre suivante (TRH = 24 heures), l'enlèvement moyen fut de 71 %, soit une baisse importante des performances. Cette baisse peut s'expliquer par les deux mêmes raisons que celles citées au paragraphe précédent (diminution du TRH et du débit d'aération). Pour le premier essai de confirmation (TRH = 24 et aération = 0,8 vvm), on remarque une grande amélioration des performances d'enlèvement de la DBO_5 (90%). L'aération joue donc ici un rôle important. Pour ce qui est de la deuxième série d'essais de confirmation (TRH = 48 heures et aération = 0,8 vvm), les performances obtenues sont similaires à celles du premier essai à un TRH de 48 heures. Cette constance de l'enlèvement peut être expliquée par le fait que même avec un faible débit d'aération, les performances d'enlèvement étaient déjà près de 100%.

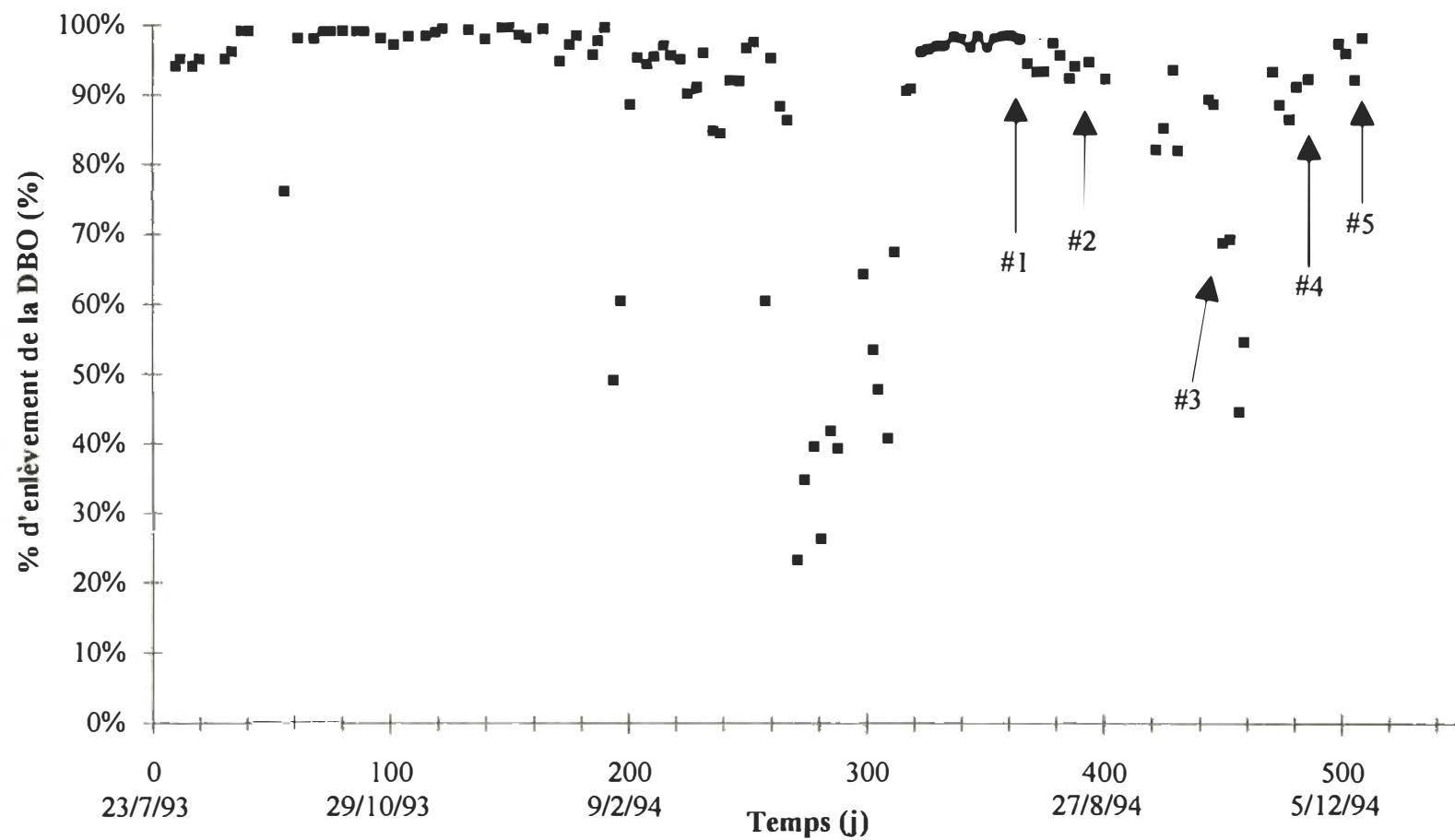


FIGURE 5.24 Variation du % d'enlèvement de la DBO_s pour le BMR #1

La figure 5.25 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides en suspension (SS) durant les essais avec le BRM #1. On constate que pour la période couverte par l'essai, le pourcentage d'enlèvement est demeuré à près de 100%. Ce fort enlèvement est le propre des bioréacteurs à membranes. En effet, la taille des pores des membranes dans les bioréacteurs est inférieure à celle des filtres utilisés pour effectuer la mesure des solides en suspension. Le fait que l'enlèvement des solides en suspension dans le BRM ne soit pas exactement de 100% peut s'expliquer par les limites de précision de la mesure. Dans les faits, les performances d'enlèvement des SS pour les BRM sont toujours de 100 %, à moins qu'il n'y ait un bris de membrane ou une contamination de la ligne d'échantillonnage du perméat.

La figure 5.26 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides totaux (ST) durant les essais avec le BRM #1. Durant les 300 premiers jours des essais, on remarque une grande dispersion des résultats obtenus. Ceci peut s'expliquer par le fait que le système n'opérait pas sous des conditions d'équilibre. Par la suite, lors des cinq périodes d'équilibre, les performances sont demeurées relativement constantes. Les performances d'enlèvement ont varié entre 28% et 43% mais l'effet des différents paramètres testés n'est pas clair.

La figure 5.27 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides dissous (SD) durant les essais avec le BRM #1. Comme dans le cas précédent, les performances sont demeurées similaires lors des cinq périodes d'équilibre testées. Les performances d'enlèvement ont varié entre 25% et 38%.

Pour ce qui est des analyses de toxicité (tableau 5.7), des essais ont été effectués avec les truites et les daphnies. Les résultats avec les daphnies semblent montrer que le TRH à une influence seulement pour de faibles débits d'aération. L'aération, quant à elle, semble avoir un effet positif significatif. Pour ce qui est des truites, les résultats sont tous identiques, sauf celui à un TRH de 24 heures et à un débit d'aération de 0,6 vvm. Dans ce cas-ci aussi, l'aération semble être un facteur important.

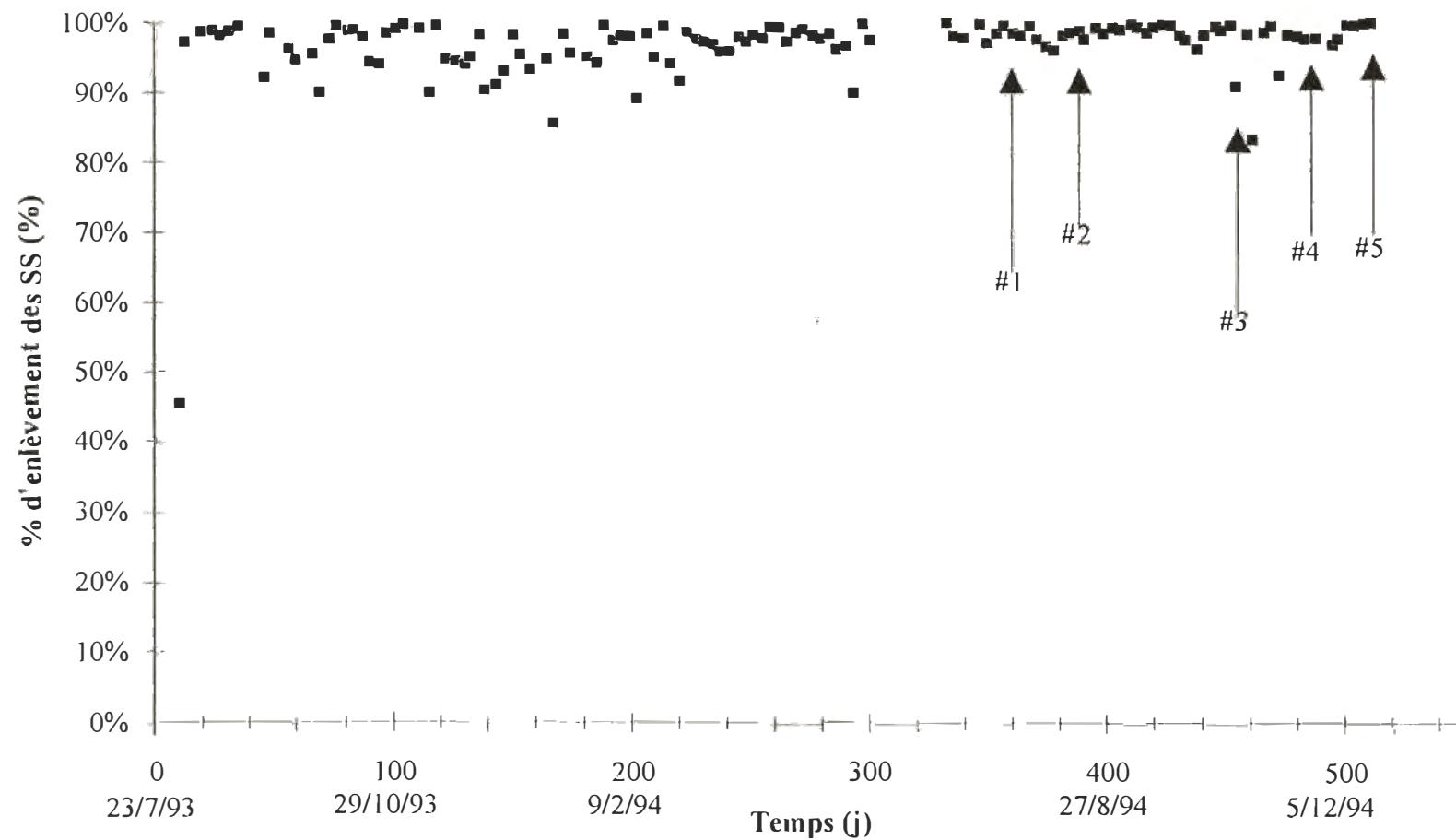


FIGURE 5.25 Variation du % d'enlèvement des SS pour le BRM #1

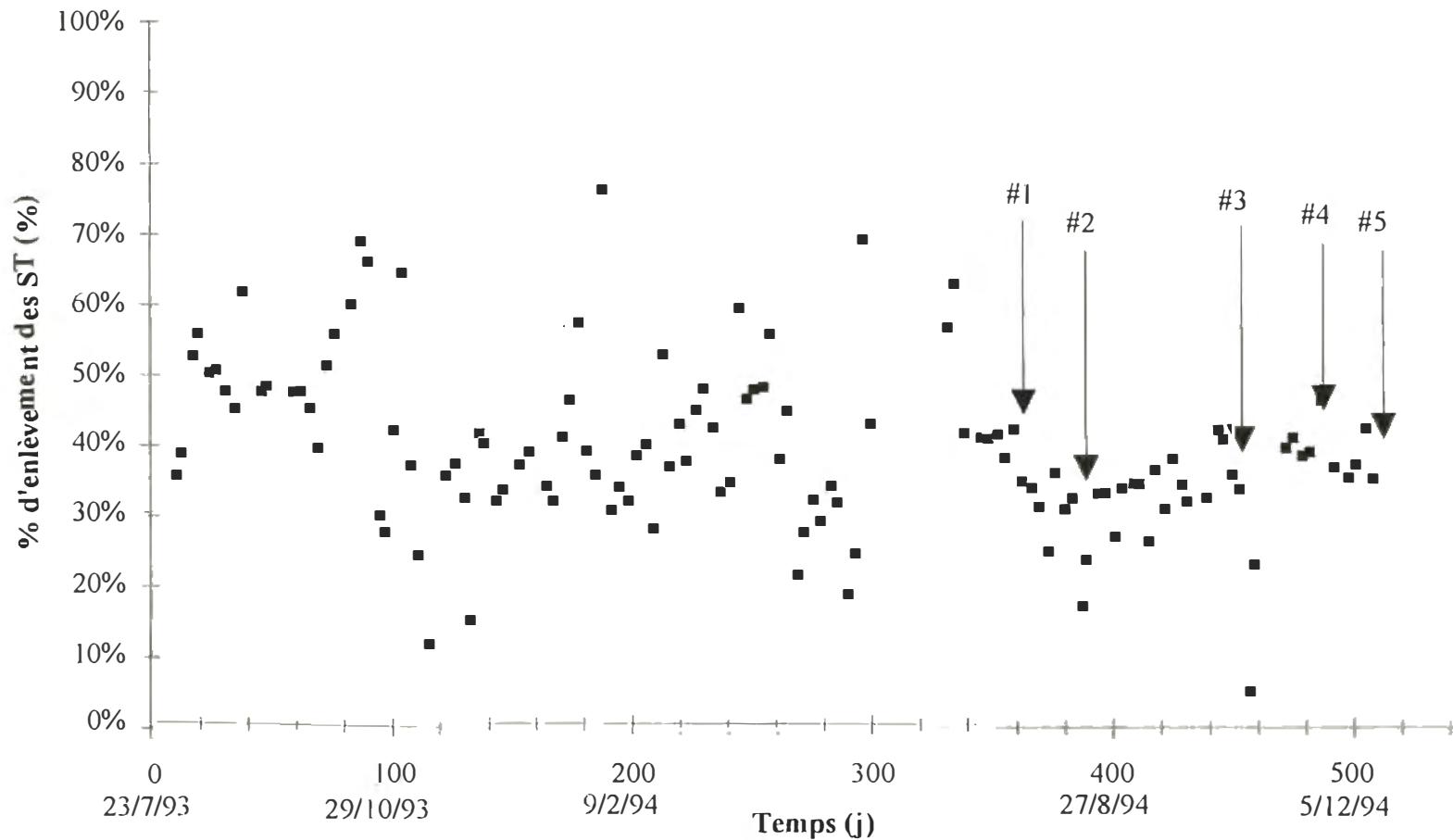


FIGURE 5.26 Variation du % d'enlèvement des ST pour le BRM #1

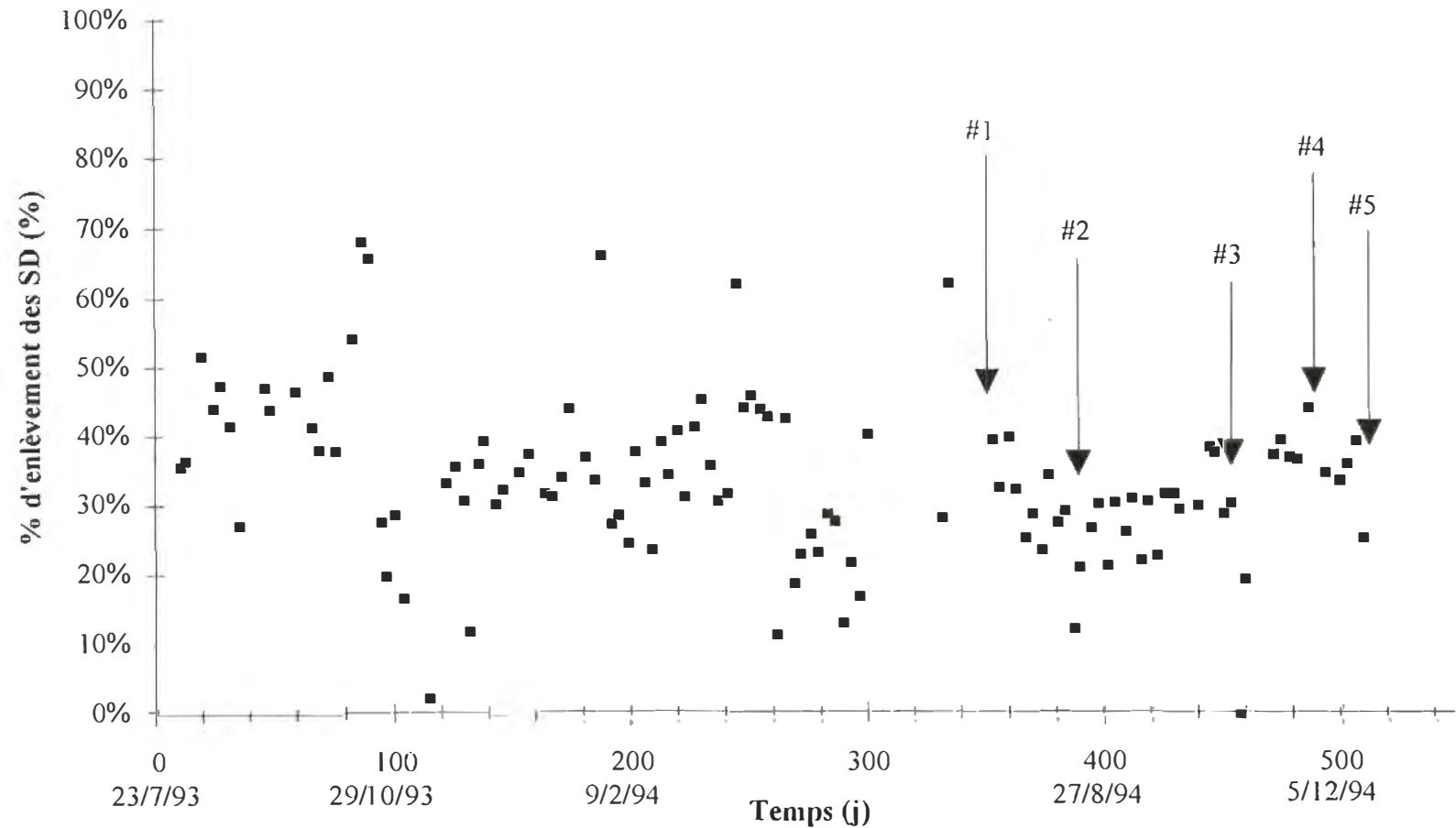


FIGURE 5.27 Variation du % d'enlèvement des SD pour le BRM #1

TABLEAU 5.7 Conditions d'opération utilisées et les performances obtenues pour les différentes périodes d'équilibre atteintes avec le BRM #1

Paramètre	TRH = 48 h TRB = 40 j Qair = 0,6 vvm	TRH = 36 h TRB = 40 j Qair = 0,7 vvm	TRH = 24 h TRB = 40 j Qair = 0,6 vvm	TRH = 24 h TRB = 40 j Qair = 0,8 vvm	TRH = 48 h TRB = 40 j Qair = 0,8 vvm
FLUX (L/m ² /h)	4,0 (3,8 - 4,1)	4,0 (3,8 - 4,3)	4,2 (3,4 - 4,9)	3,9 (3,5 - 4,4)	3,8 (3,4 - 4,3)
SSLM (mg/L)	8 000 (6 000 - 9 900)	27 100 (22 500 - 31 700)	29 200 (22 100 - 36 200)	46 800 (43 600 - 50 000)	45 900 (42 100 - 49 800)
Enl. de DCO (%)	85 (81 - 89)	75 (71 - 79)	56 (45 - 67)	71 (68 - 75)	79 (76 - 82)
Enl. de DBO ₅ (%)	97 (97 - 98)	95 (91 - 98)	71 (55 - 87)	90 (87 - 94)	96 (92 - 100)
Enl. des SS (%)	99 (98 - 99)	98 (97 - 99)	96 (90 - 100)	97 (95 - 100)	99 (98 - 100)
Enl. des ST (%)	43 (36 - 50)	28 (22 - 33)	34 (27 - 41)	41 (37 - 45)	37 (33 - 40)
Enl. des SD (%)	37 (25 - 48)	25 (18 - 31)	30 (23 - 38)	38 (35 - 42)	33 (27 - 40)
CL-50 48 heures daphnies	70,7	46,3	35,4	70,7	62,0
CL-50 96 heures truites	70,7	N.D.	2,2	70,7	70,7
Enl. des extractibles (%)	> 99	> 98	85	75	89

N.B.: Les chiffres entre parenthèses indiquent l'intervalle de confiance à 95%
La notation ">" signifie que la limite de détection a été atteinte

Finalement, concernant l'enlèvement des extractibles, tous les TRH mesurés ont permis de très bons enlèvements (tableau 5.7). Le retour à un TRH de 24 heures semble avoir un effet négatif plus significatif que celui à 36 heures. Pour ce qui est de l'aération, l'augmentation de celle-ci n'a pas donné d'effet positif sur l'enlèvement des extractibles.

Le tableau 5.7 résume les performances obtenues pour les différentes périodes d'équilibre atteintes pour le BRM #1. Il est bon de noter que dans ce texte, CL-50 représente la concentration nécessaire de l'effluent pour causer 50% de mortalité des organismes mis en contact durant une période de temps donnée.

Données du BRM #2:

La figure 5.28 présente la variation du flux pour le BRM #2. On observe un phénomène inverse à celui du BRM #1 (figure 5.20). En effet, on assiste à une augmentation progressive du flux (de 1 à 17 L/m²/h) due principalement à la chute de la concentration des SSLM. Le fait d'avoir démarré ce bioréacteur avec des membranes usagées remisées depuis un certain temps peut aussi expliquer les faibles flux initiaux. Pour la période d'opération située entre 30 et 80 jours, le flux moyen fut de 4,8 L/m²/h. Pour la première période d'équilibre, le flux moyen fut de 12,9 L/m²/h.

Pour la deuxième période d'équilibre, le flux moyen fut légèrement inférieur au dernier flux obtenu soit de 10,1 L/m²/h, ce qui peut s'expliquer par la baisse du débit d'aération et l'augmentation de la concentration des SSLM survenue durant cette période. Pour la dernière période, le flux a encore diminué (9,4 L/m²/h) et ce, malgré l'augmentation du débit d'aération. Cette baisse peut s'expliquer par l'augmentation constante de la concentration des SSLM qui est survenue avec la baisse du TRH (48 h à 36 h et 36 h à 24 h). On a pu remarquer aussi sur la figure 5.28 une hausse notable du flux entre les périodes d'équilibre #2 et #3. Cette hausse est également explicable par les contraintes imposées au système dues à des problèmes d'approvisionnement en affluent. Ces problèmes ont eu les mêmes effets que pour le BRM #1. On a en effet remarqué une baisse des SSLM due à l'augmentation rapide du TRH. La concentratoin des SSLM étant plus faible, cela a favorisé l'obtention de flux plus élevés. La différence entre les flux obtenus entre le BRM #1 et le BRM #2 peut s'expliquer par la différence de concentration de la biomasse entre les deux systèmes.

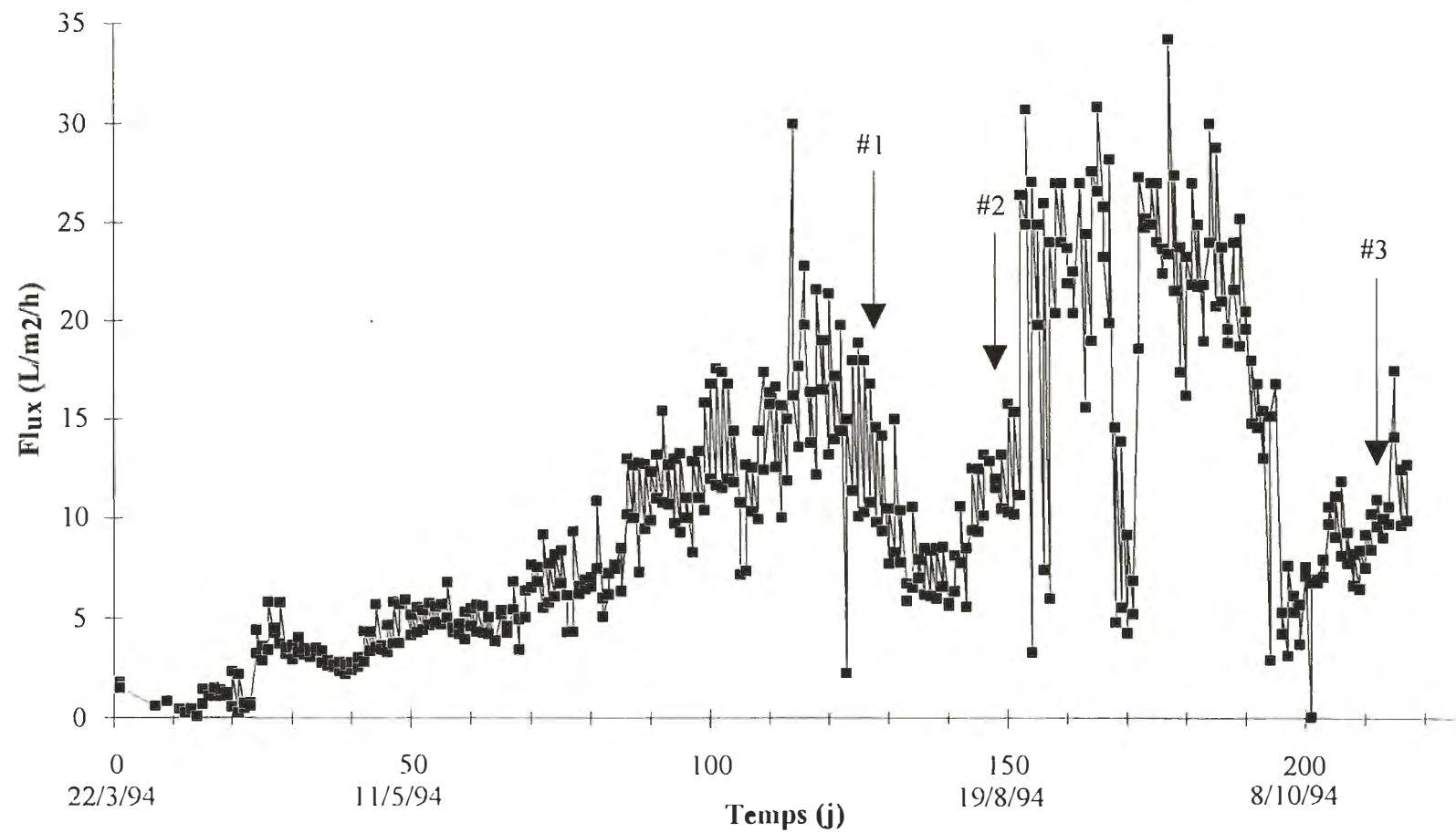


FIGURE 5.28 Variation du flux pour le BRM #2

La figure 5.29 présente la variation du TRH durant les essais avec le BRM #2. Le TRH a été ajusté pour la première période à 48 heures. On peut remarquer que le suivi a été particulièrement efficace à partir de la mi-mai 1994. Par la suite, le TRH a été ajusté à 36 heures pour obtenir la deuxième période d'équilibre. Finalement, le TRH de 24 heures a été testé pour obtenir une nouvelle période d'équilibre. Tel que décrit précédemment, cette dernière période d'équilibre n'a pu être atteinte directement puisque divers problèmes d'approvisionnement ont forcé l'augmentation sporadique du TRH.

La figure 5.30 présente la variation de la concentration des SSLM pour le BRM #2. La concentration de SSLM était initialement très élevée dans le BRM #2, on a remarqué ensuite une baisse rapide de la concentration des SSLM qui s'est stabilisée après 3 semaines d'opération. Cette baisse est applicable par la stabilisation de l'âge de boues à 15 jours imposée au système (la liqueur mixte ayant servie au départ du bioréacteur avait un âge de boues de 40 jours). Pour la période d'opération entre 30 et 80 jours, le niveau moyen de SSLM fut d'environ 8 700 mg/L. La concentration moyenne des SSLM pour la première période d'équilibre fut d'environ 13 000 mg/L. Pour la période suivante, cette concentration moyenne a augmenté jusqu'à environ 14 200 mg/L. Cette hausse de concentration était prévisible compte-tenu de la diminution du TRH. Le même phénomène s'est répété pour la troisième période. En effet, après une chute importante de la concentration des SSLM due aux grandes variations du TRH, celle-ci s'est stabilisée à environ 24 200 mg/L avec la baisse du TRH à 24 heures.

La figure 5.31 présente la variation du pourcentage d'enlèvement de la DCO durant les essais avec le BRM #2. Les périodes d'équilibre à des TRH = 48, 36 et 24 heures et TRB = 15 jours ont permis une comparaison directe avec le bioréacteur de boues activées conventionnel qui a opéré dans des conditions identiques de TRH et de TRB. Au début de l'opération (30 à 80 jours), les performances se sont situées à environ 75%. Pour la première période d'équilibre, les performances moyennes d'enlèvement furent d'environ 85%. La diminution du TRH à 36 heures a provoqué une chute des performances d'enlèvement de la DCO à environ 70%.

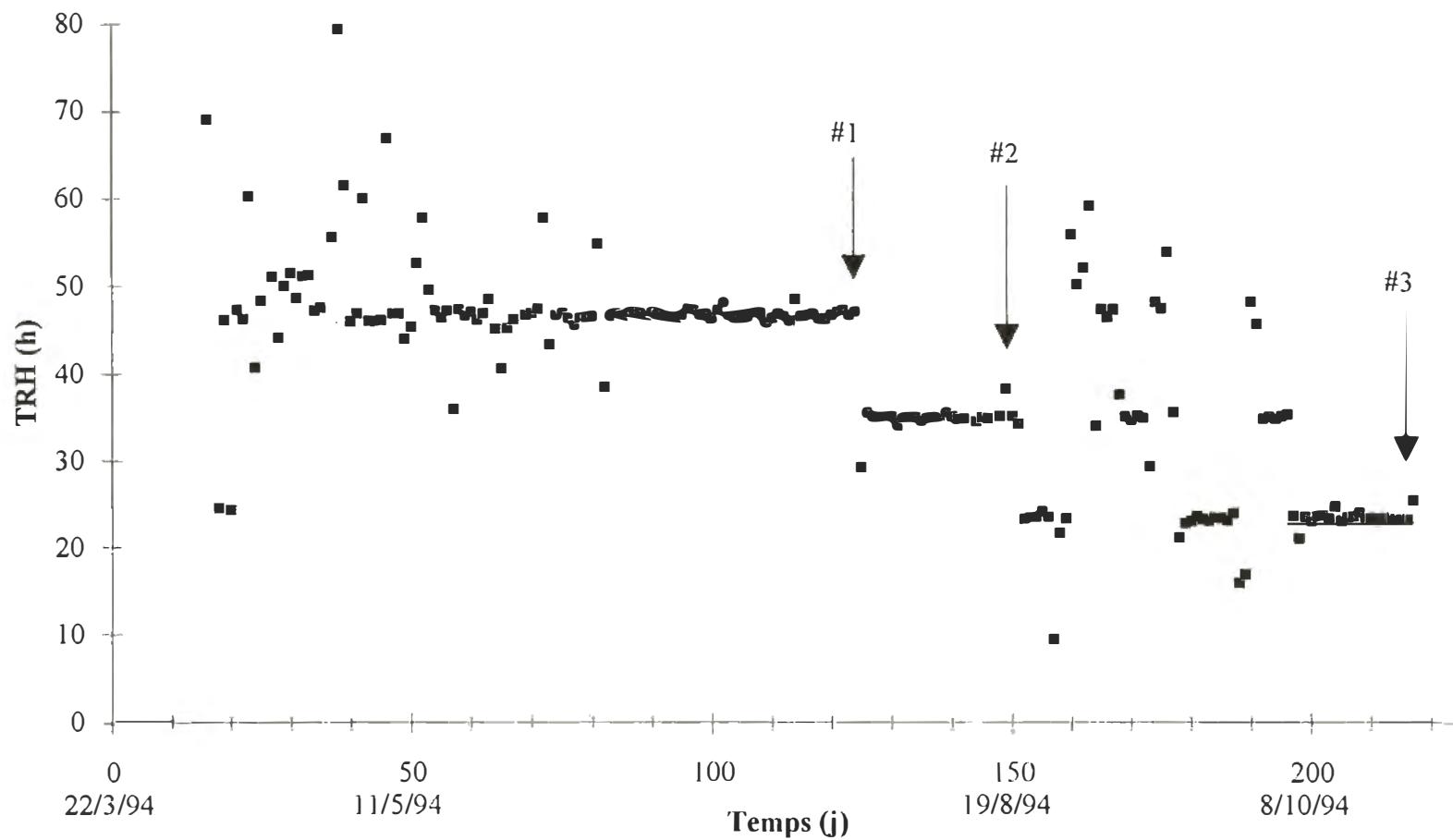


FIGURE 5.29

Variation du TRH pour le BRM #2

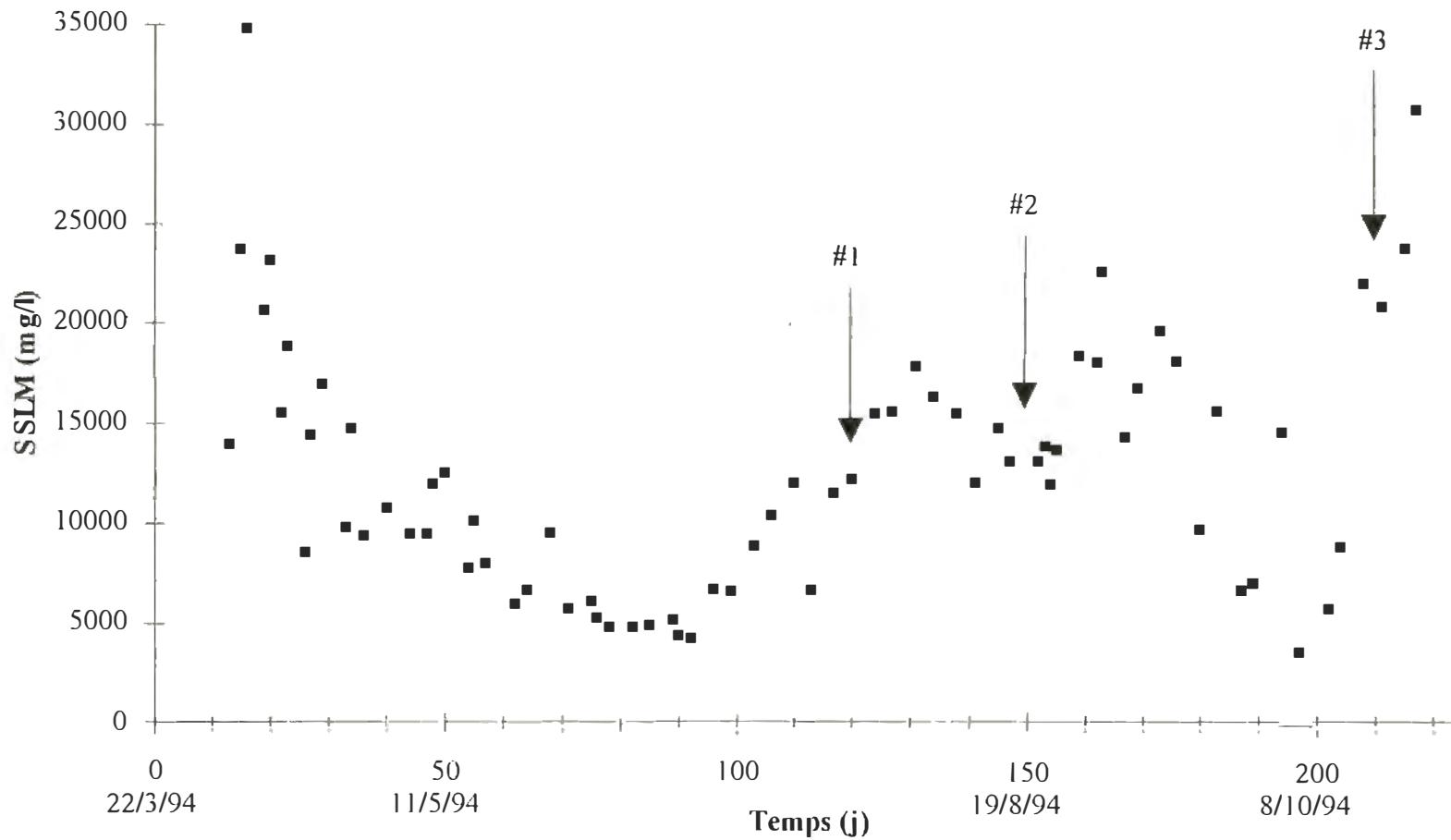


FIGURE 5.30 Variation des SSLM pour le BRM #2

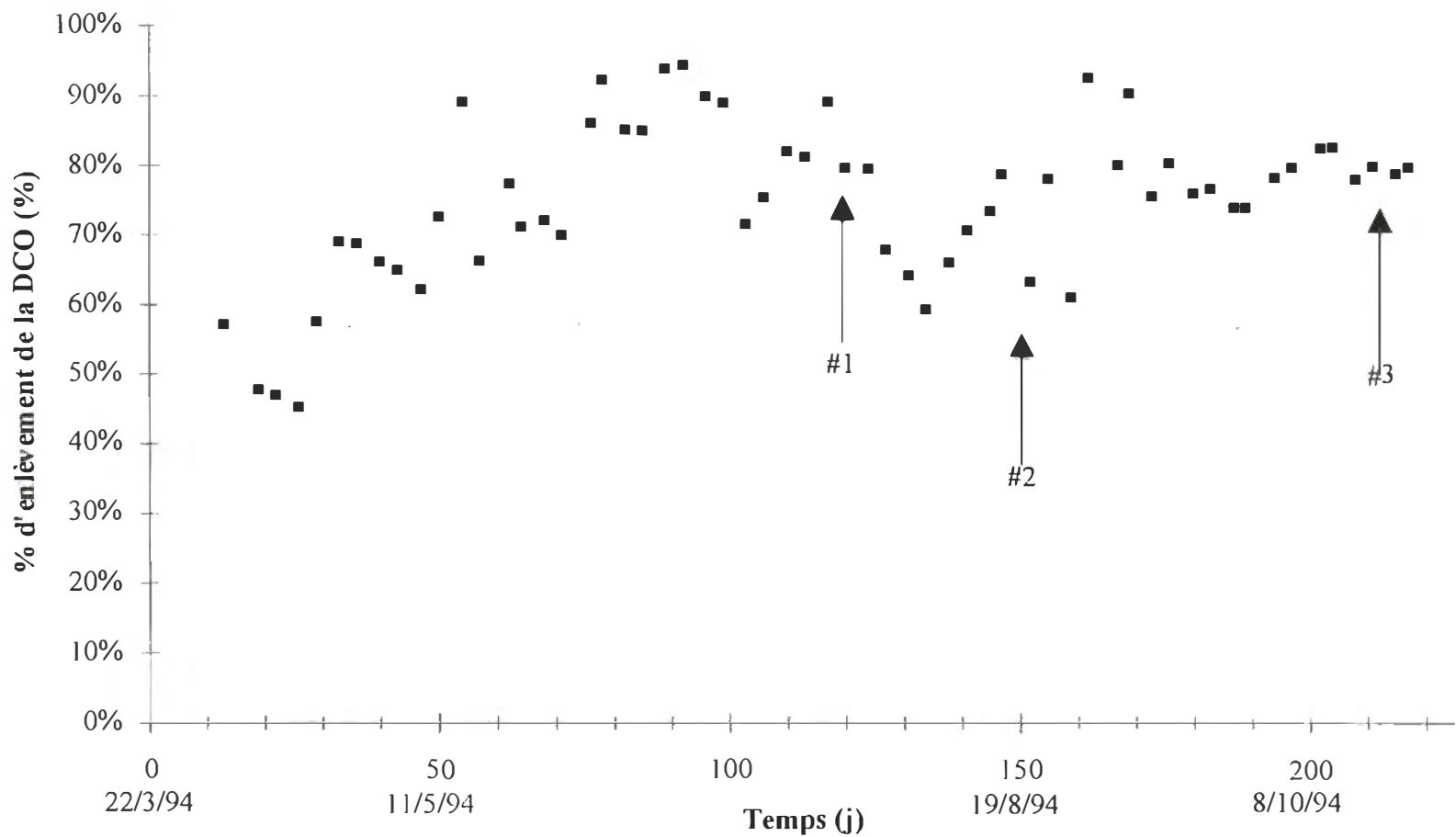


FIGURE 5.31

Variation du % d'enlèvement de la DCO pour le BRM #2

La baisse subséquente du TRH à 24 heures a eu des conséquences inattendues. En effet, les performances d'enlèvement de la DCO ont augmenté (80 %) et ce, même avec la baisse du TRH. Ceci peut toutefois s'expliquer en partie par la forte augmentation du débit d'aération utilisé lors de cette séquence.

La figure 5.32 présente la variation du pourcentage d'enlèvement de la DBO_5 durant les essais avec le BRM #2. Comme pour la DCO, les périodes d'équilibre à des $\text{TRH} = 48$, 36 et 24 heures et $\text{TRB} = 15$ jours ont permis une comparaison avec le SBAC qui a opéré dans ces conditions identiques de TRH et de TRB. Pour le début des opérations (30 à 80 jours), les performances se sont situées à environ 75%. Pour la première période d'opération, la performance moyenne d'enlèvement fut d'environ 95%. La diminution du TRH à 36 heures a provoqué une chute des performances d'enlèvement de la DBO_5 à environ 85%. La baisse subséquente de TRH à 24 heures a eu, comme dans le cas de la DCO, des conséquences contraires à ce dont on pouvait s'attendre. En effet, les performances d'enlèvement de la DBO_5 ont augmenté et ce, même avec la baisse du TRH. Ceci peut s'expliquer par les mêmes raisons que celles citées pour la DCO (la forte augmentation du débit d'aération testé).

La figure 5.33 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides en suspension (SS) durant les essais avec le BRM #2. Comme dans le cas du BRM #1, l'enlèvement des solides en suspension est demeuré excellent pour toute la période (près de 100%). Les raisons expliquant ces bonnes performances et le fait que les résultats ne soient pas égaux à 100% sont les mêmes que celles citées pour le BRM #1.

La figure 5.34 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides totaux (ST) durant les essais avec le BRM #2. Les performances d'enlèvement en solides totaux ont aussi été relativement constantes pour toute la période malgré la variation des paramètres testés. Les pourcentages d'enlèvement ont varié entre 32% et 40%. Ce niveau d'enlèvement est très similaire à celui obtenu avec le BRM #1.

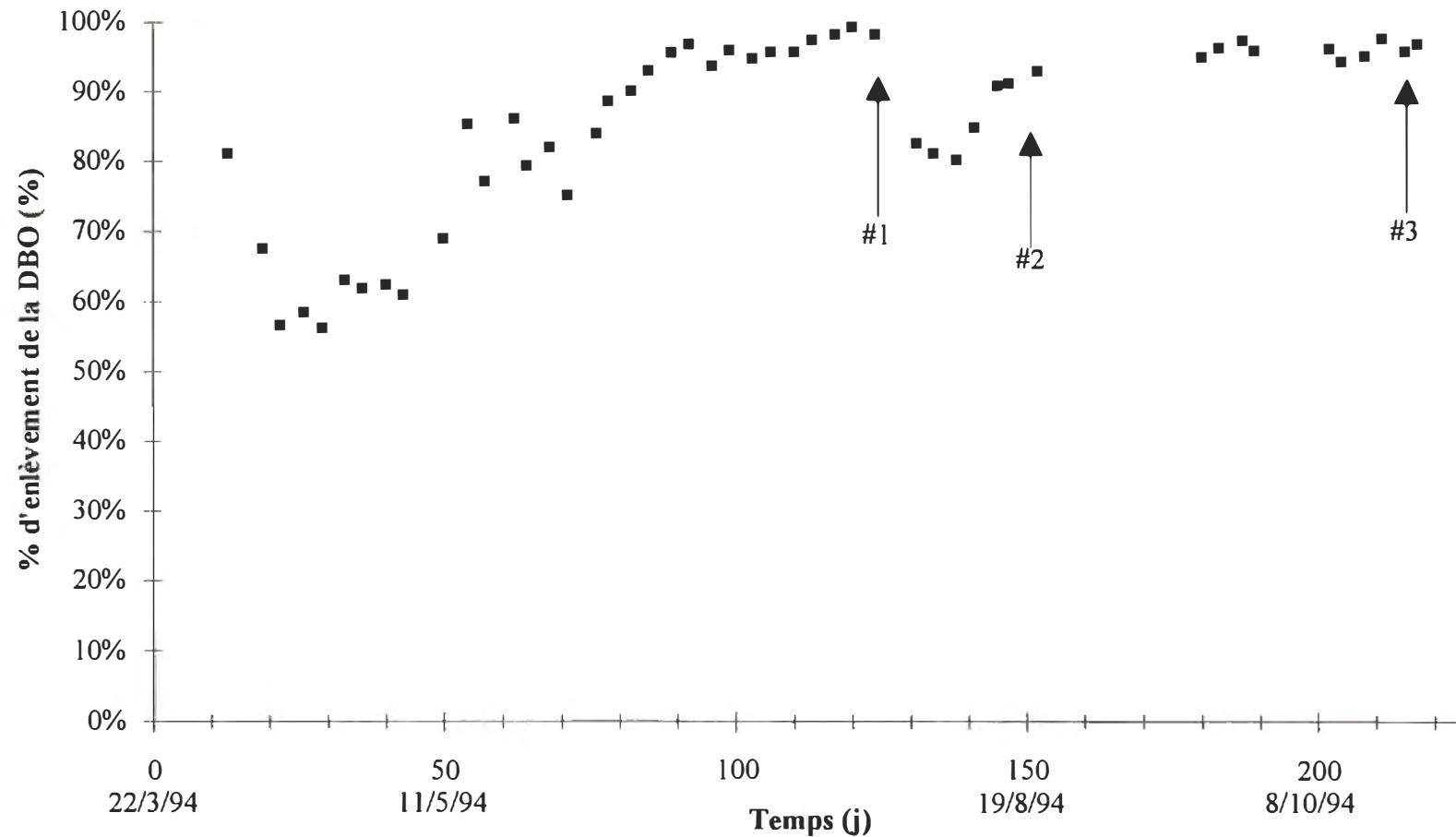


FIGURE 5.32

Variation du % d'enlèvement de la DBO_s pour le BMR # 2

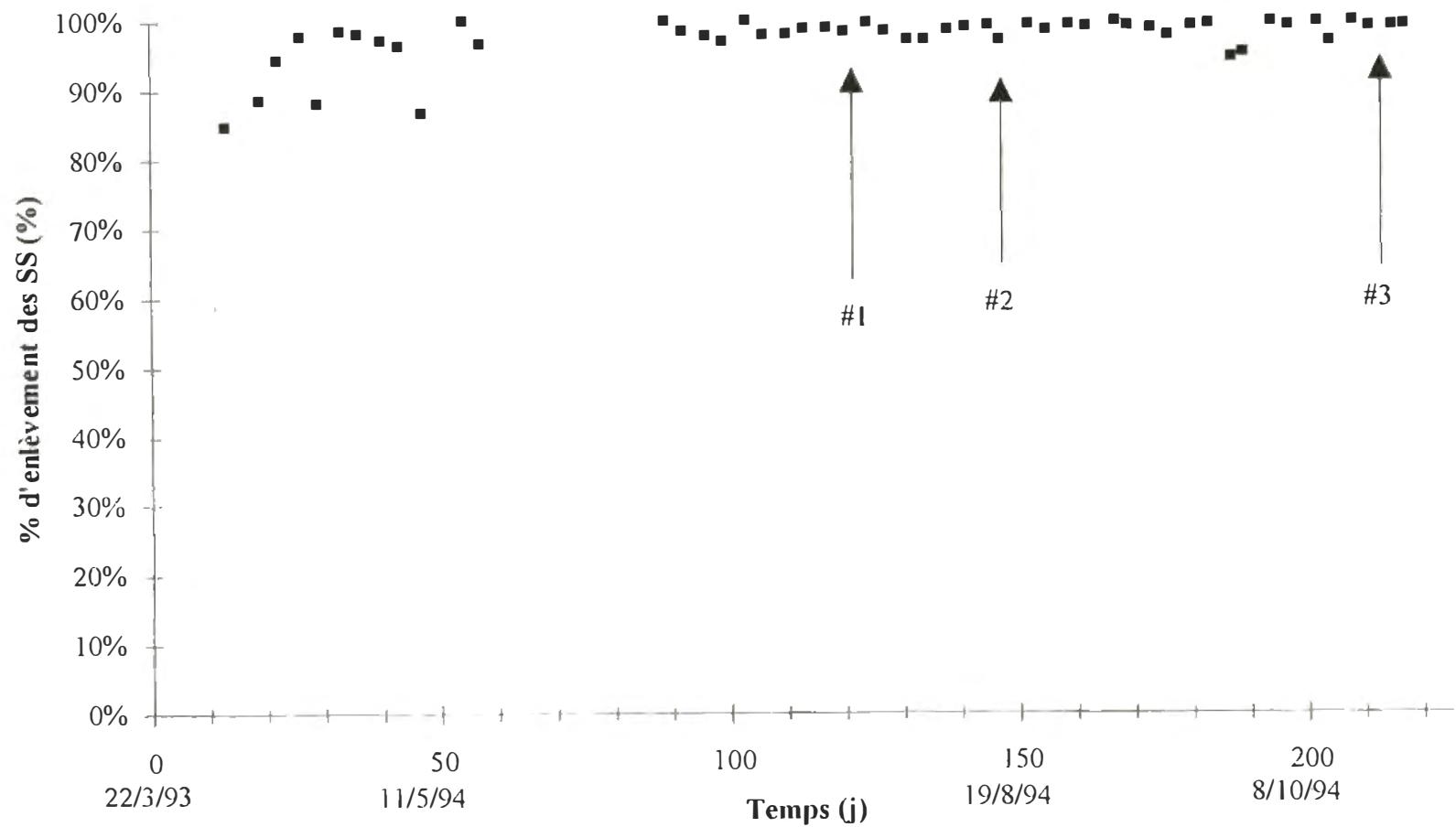


FIGURE 5.33 Variation du % d'enlèvement des SS pour le BRM #2

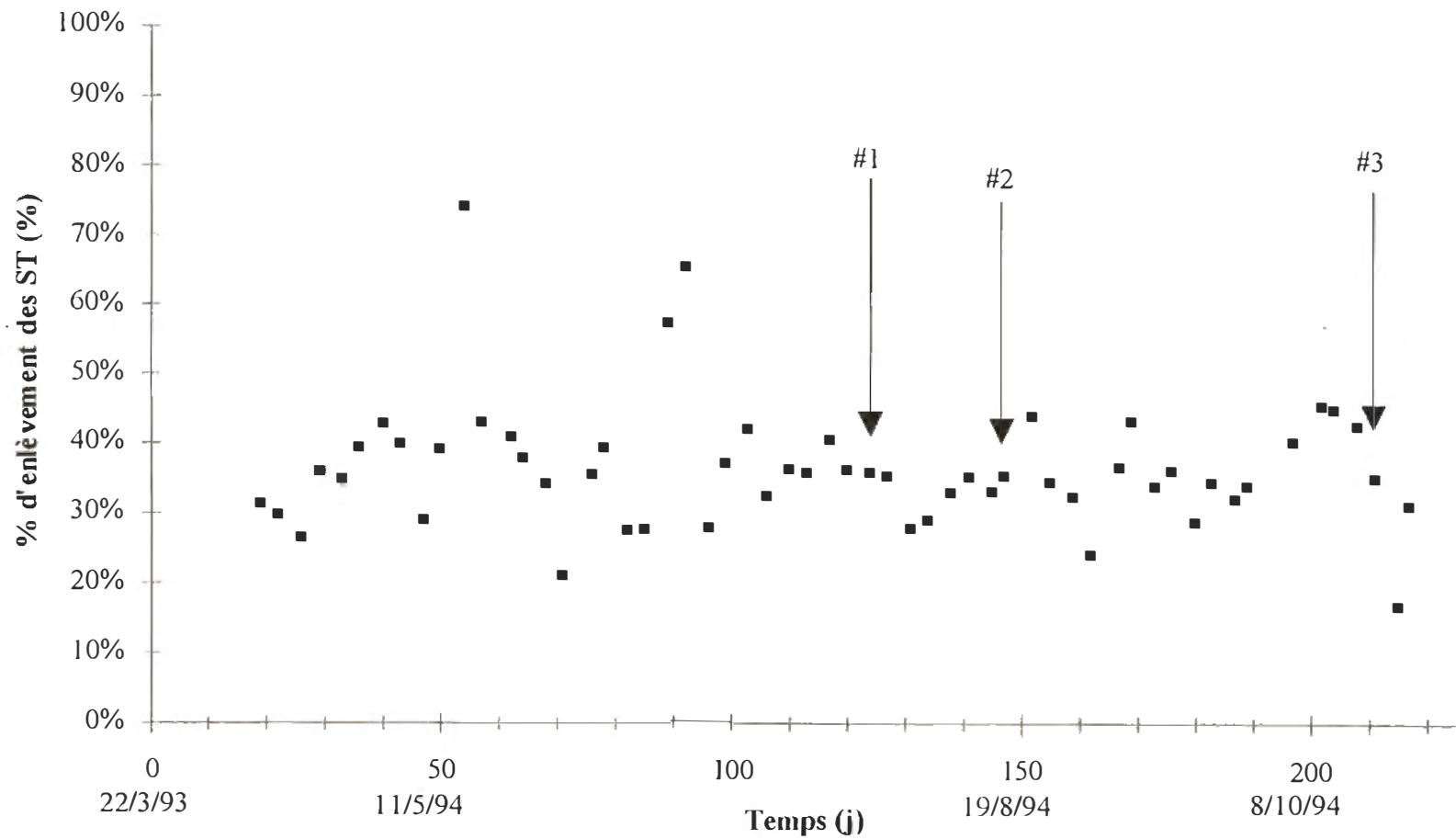


FIGURE 5.34

Variation du % d'enlèvement des ST pour le BRM #2

La figure 5.35 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides dissous (SD) durant les essais avec le BRM #2. Comme dans le cas de l'enlèvement des solides totaux, les performances sont demeurées relativement constantes (entre 30% et 35%) malgré les variations de paramètres testés. Ces pourcentages d'enlèvement sont aussi très similaires à ceux obtenus avec le BRM #1.

Pour les analyses de toxicité, les résultats avec les daphnies et les truites sont très similaires et relativement constants pour toutes les conditions d'opération testées (tableau 5.8). Donc pour ce TRB de 15 jours, les conditions d'opération testées de TRH et d'aération n'ont pas vraiment d'influence sur la toxicité.

Finalement, concernant l'enlèvement des extractibles, tous les TRH mesurés ont permis d'obtenir de très bons enlèvements. Donc, comme pour la CL-50 et pour ce TRB, les conditions d'opération testées de TRH n'ont pas vraiment d'influence sur l'enlèvement des extractibles. Pour ce qui est de l'aération, l'augmentation semble avoir un léger effet positif sur l'enlèvement des extractibles. Le tableau 5.8 résume les conditions d'opération utilisées et les performances obtenues pour les différentes périodes d'équilibre atteintes pour le BRM #2.

Données du Plane #1

La figure 5.36 présente la variation du flux durant les essais avec le Plane #1. Pour la période d'acclimatation (période d'opération entre 15 et 70 jours), le flux moyen fut de 6,5 L/m²/h. Pour la première période d'équilibre, le flux moyen fut de 10,4 L/m²/h. Pour la période d'équilibre suivante (TRH = 36 heures), le flux a diminué à 7,4 L/m²/h. Cette baisse peut être expliquée par la baisse du débit d'aération testé durant cette période. Entre les périodes d'équilibre #2 et #3, le TRH a aussi varié grandement.

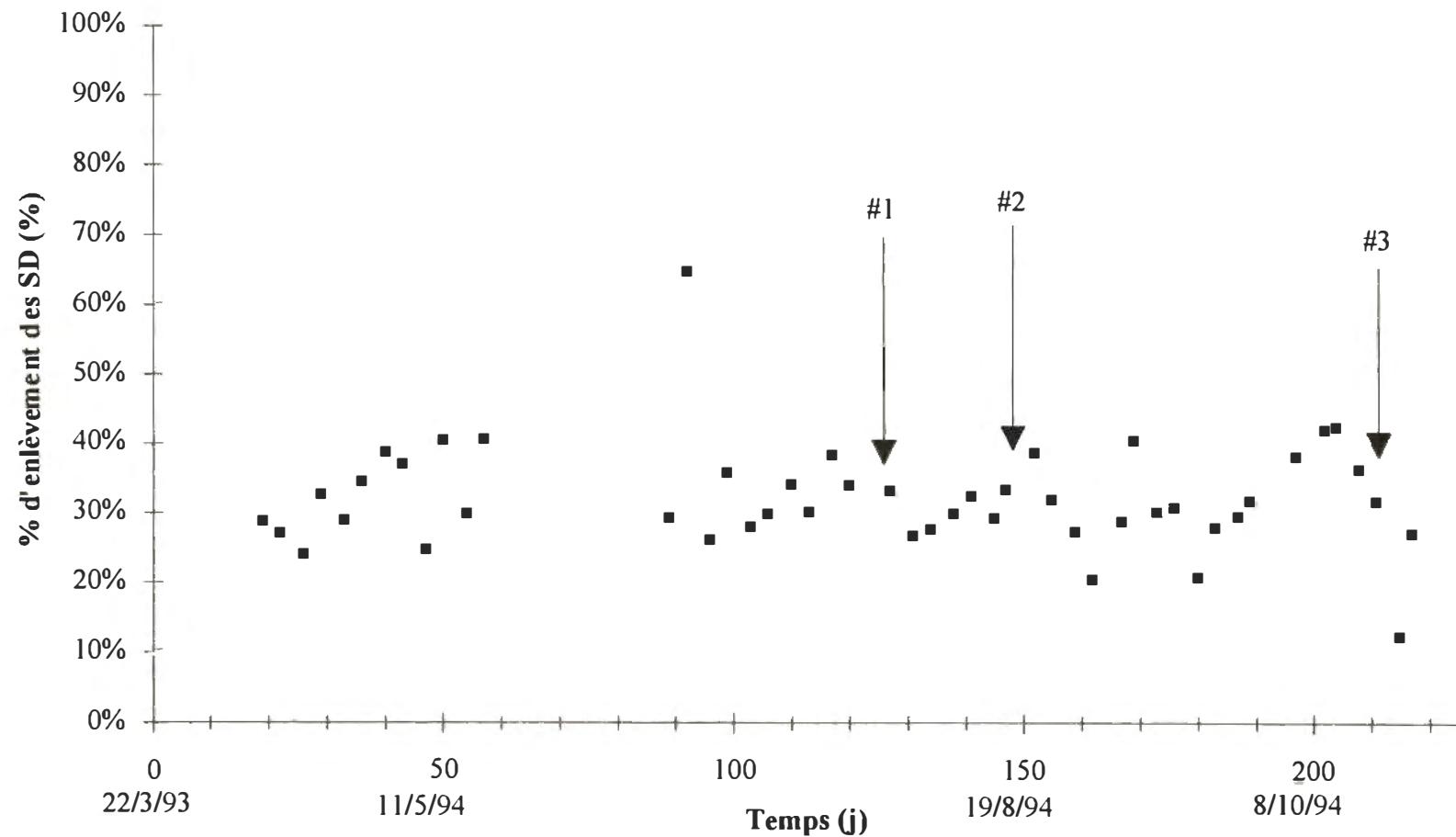


FIGURE 5.35 Variation du % d'enlèvement des SD pour le BMR #2

TABLEAU 5.8 Conditions d'opération utilisées et les performances obtenues pour les différentes périodes d'équilibre atteintes avec le BRM #2

Paramètre	TRH = 48 h TRB = 15 j Qair = 0,7 vvm	TRH = 36 h TRB = 15 j Qair = 0,6 vvm	TRH = 24 h TRB = 15 j Qair = 0,8 vvm
FLUX (L/m ² /h)	12,9 (11,9 - 13,8)	10,1 (9,1 - 11,0)	9,4 (8,3 - 10,5)
SSLM (mg/L)	13 000 (7 700 - 18 200)	14 200 (13 000 - 15 500)	24 200 (17 100 - 31 300)
Enl. de DCO (%)	84 (80 - 88)	68 (62 - 74)	80 (78 - 81)
Enl. de DBO ₅ (%)	96 (94 - 97)	87 (81 - 92)	96 (94 - 97)
Enl. des SS (%)	99 (98 - 99)	98 (97 - 99)	99 (98 - 100)
Enl. des ST (%)	40 (33 - 48)	32 (29 - 35)	36 (27 - 46)
Enl. des SD (%)	35 (27 - 43)	30 (27 - 32)	32 (23 - 42)
CL-50 48 heures (daphnies)	63,8	70,7	70,7
CL-50 96 heures (truites)	76,1	N.D.	70,7
Enl. des extractibles (%)	90	> 98	100

N.B.: Les chiffres entre parenthèses indiquent l'intervalle de confiance à 95%
La notation ">" signifie que la limite de détection a été atteinte

Les effets sur le flux ont été cette fois plutôt négligeables puisque la concentration des SSLM a elle aussi peu variée. Pour la troisième période d'équilibre (TRH = 24 heures), le flux a encore diminué (5,5 L/m²/h).

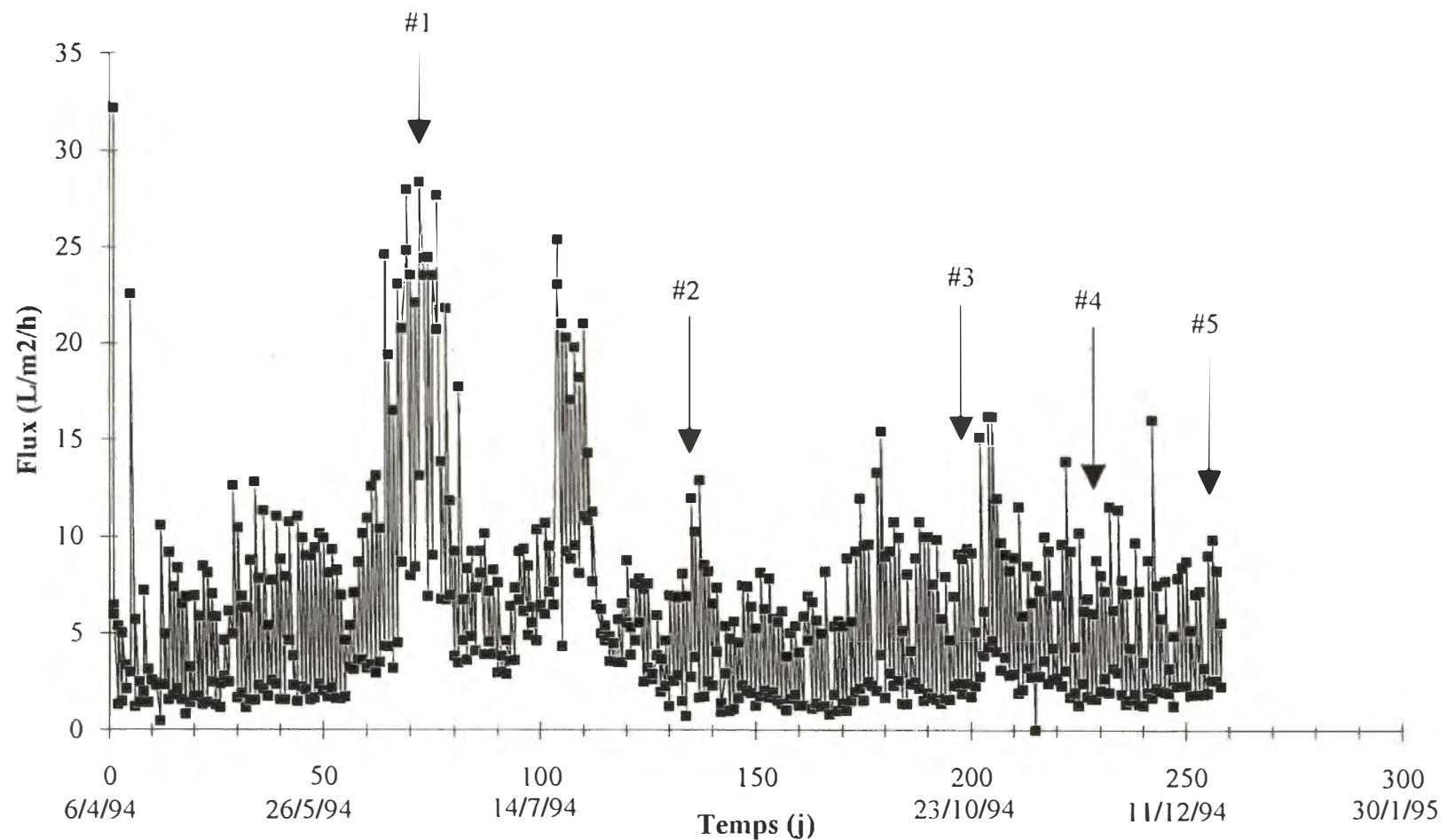


FIGURE 5.36 Variation du flux pour le Plane #1

Cette baisse peut aussi s'expliquer par la baisse du débit d'aération utilisé. Pour la période d'équilibre suivante, un TRH de 36 heures a été testé de nouveau mais à un débit d'aération inférieur. Les flux obtenus furent inférieurs à ceux des premiers essais à un TRH de 36 heures, soit de $5,2 \text{ L/m}^2/\text{h}$. Finalement, la dernière période d'équilibre testée reprenait l'essai à un TRH de 48 heures, mais à un débit d'aération inférieur. Dans ce cas-ci, les flux obtenus furent aussi inférieurs à ceux du premier essai à un TRH de 48 heures, soit de $4,8 \text{ L/m}^2/\text{h}$.

La figure 5.37 présente la variation du TRH durant les essais avec le Plane #1. Après quelques fluctuations du temps de rétention hydraulique au début des opérations du système, le temps de rétention hydraulique a été ajusté pour la première période à 48 heures. Par la suite, le TRH a été ajusté à 36 heures pour environ trois semaines (période d'équilibre). Suite à cette période d'équilibre et comme dans les cas précédents, divers problèmes d'approvisionnement en affluent ont forcé de grandes variations du TRH avec ce bioréacteur. Une fois ce problème réglé, le TRH fut ensuite stabilisé à 24 heures pour obtenir une nouvelle période d'équilibre. Finalement, pour les deux dernières périodes d'essais, les périodes d'équilibre à des TRH de 36 et 48 heures ont été reprises en utilisant des débits d'aération différents.

La figure 5.38 présente la variation de la concentration des SSLM durant les essais avec le Plane #1. Les fluctuations initiales du niveau de biomasse sont assez importantes mais tout de même normales pour un départ de système avec un âge de boues très faible (8 jours). Pour la période d'opération entre 15 et 70 jours (acclimatation), la concentration moyenne des SSLM fut d'environ 4 250 mg/L. Pour la première période d'équilibre (TRH = 48 heures), la concentration moyenne des SSLM a augmenté jusqu'à une valeur d'environ 6 400 mg/L. Pour la période suivante (TRH = 36 heures), la concentration moyenne des SSLM s'est maintenue à environ 5 100 mg/L. Pour la période transitoire entre les périodes d'équilibre #2 et #3, on dénote une baisse de la concentration des SSLM mais beaucoup moins importante que dans les cas précédents (BRM #1 et BRM #2). Ensuite (TRH = 24 heures), la concentration des SSLM fut d'environ 3 700 mg/L.

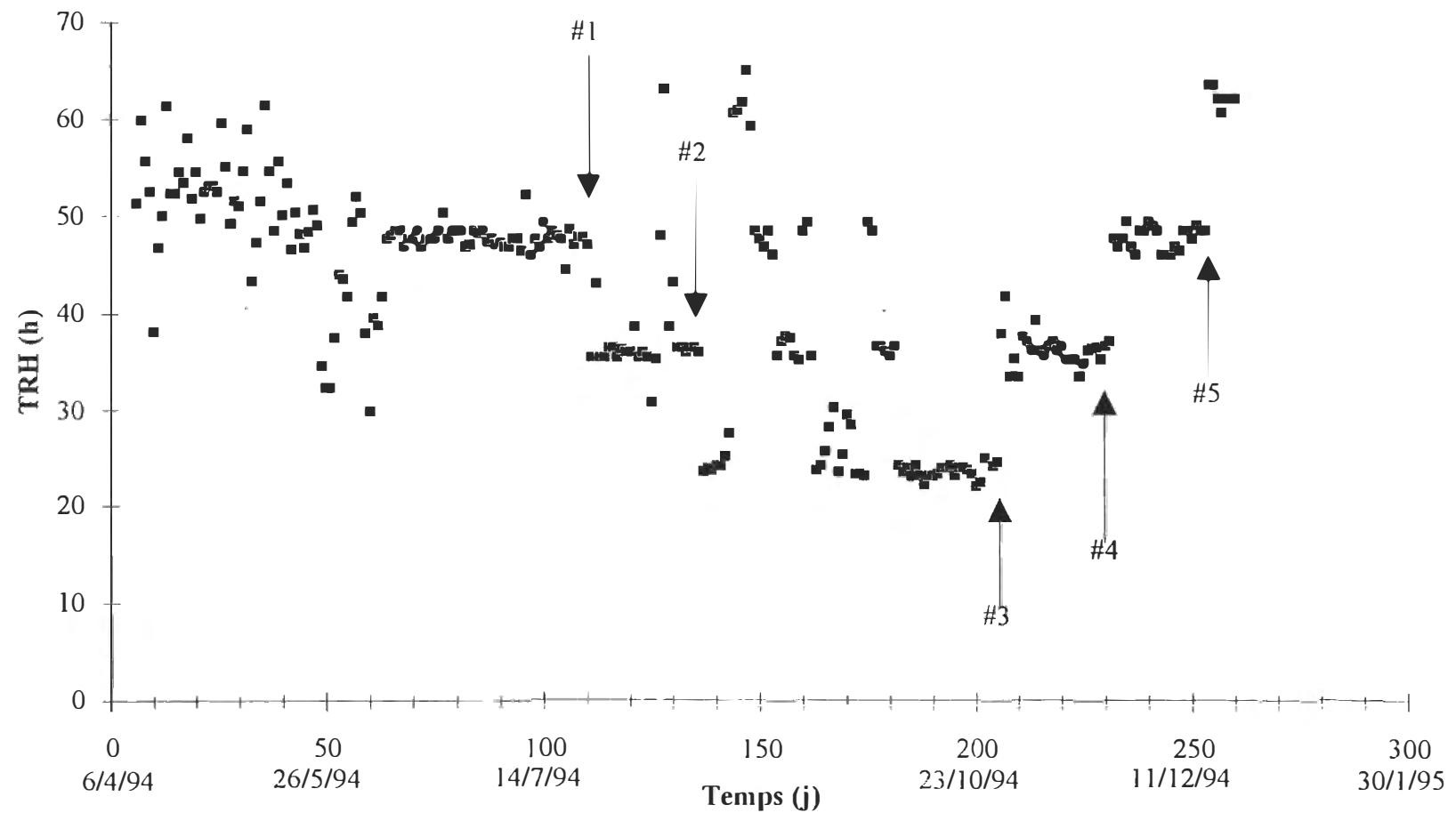


FIGURE 5.37 Variation du TRH pour le Plane #1

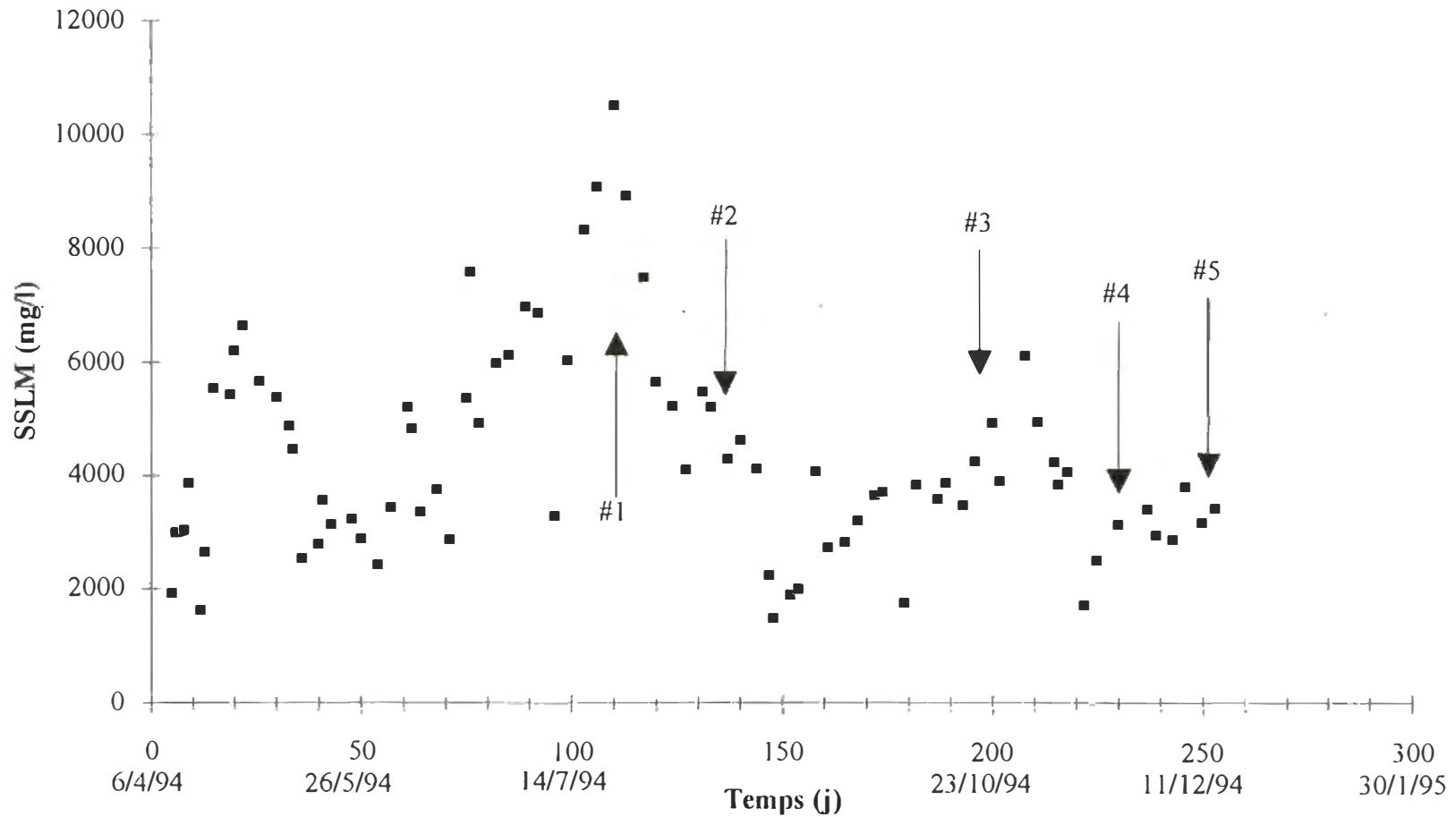


FIGURE 5.38 Variation des SSLM pour le Plane #1

Cette baisse constante de la concentration des SSLM durant cette période, malgré la diminution du TRH, peut être expliquée en partie par la diminution du débit d'aération qui est survenue lors de cette période. Pour la première série d'essais de confirmation (TRH = 36 heures), la concentration des SSLM fut de 3 800 mg/L similaire à celle des derniers essais mais inférieure à celle du premier essai à un TRH à 36 heures. Cette baisse de la concentration des SSLM par rapport au premier essai est attribuable à la baisse du débit d'aération utilisé. Ce même phénomène s'est produit avec le deuxième essai de confirmation (TRH = 48 heures). La concentration des SSLM fut de 3 300 mg/L, soit une baisse par rapport au premier essai de confirmation et par rapport au premier essai à un TRH de 48 heures. Dans le premier cas, cette baisse s'explique par l'augmentation du TRH utilisé pour un même débit d'aération. Dans le deuxième cas, cette baisse relative peut s'expliquer, par la baisse du débit d'aération utilisé.

La figure 5.39 présente la variation du pourcentage d'enlèvement de la DCO durant les essais avec le Plane #1. Pour la période d'acclimatation (période d'opération de 15 à 70 jours), les performances d'enlèvement se sont situées à environ 65%. Pour la première période d'opération (TRH = 48 heures), les performances moyennes d'enlèvement furent de 77 %. La diminution du TRH à 36 heures, jumelée avec une baisse du débit d'aération, a provoqué une chute des performances d'enlèvement de la DCO à 44 %. Pour la période d'opération suivante (TRH = 24 heures), les performances d'enlèvement de la DCO sont demeurées pratiquement les mêmes soit de 49 % d'enlèvement et ce malgré la baisse du débit d'aération. Pour la première série d'essais de confirmation (TRH = 36 heures), les performances d'enlèvement de la DCO furent de 54 %. Cette augmentation de performance par rapport au premier essai à un TRH de 36 heures demeure sans explication puisque ces essais furent effectués à un débit d'aération supérieur. Dans la deuxième série d'essais de confirmation, les performances d'enlèvement de la DCO furent de 60%. Cette baisse par rapport au premier essai à un TRH de 48 heures s'explique par la baisse du débit d'aération employé.

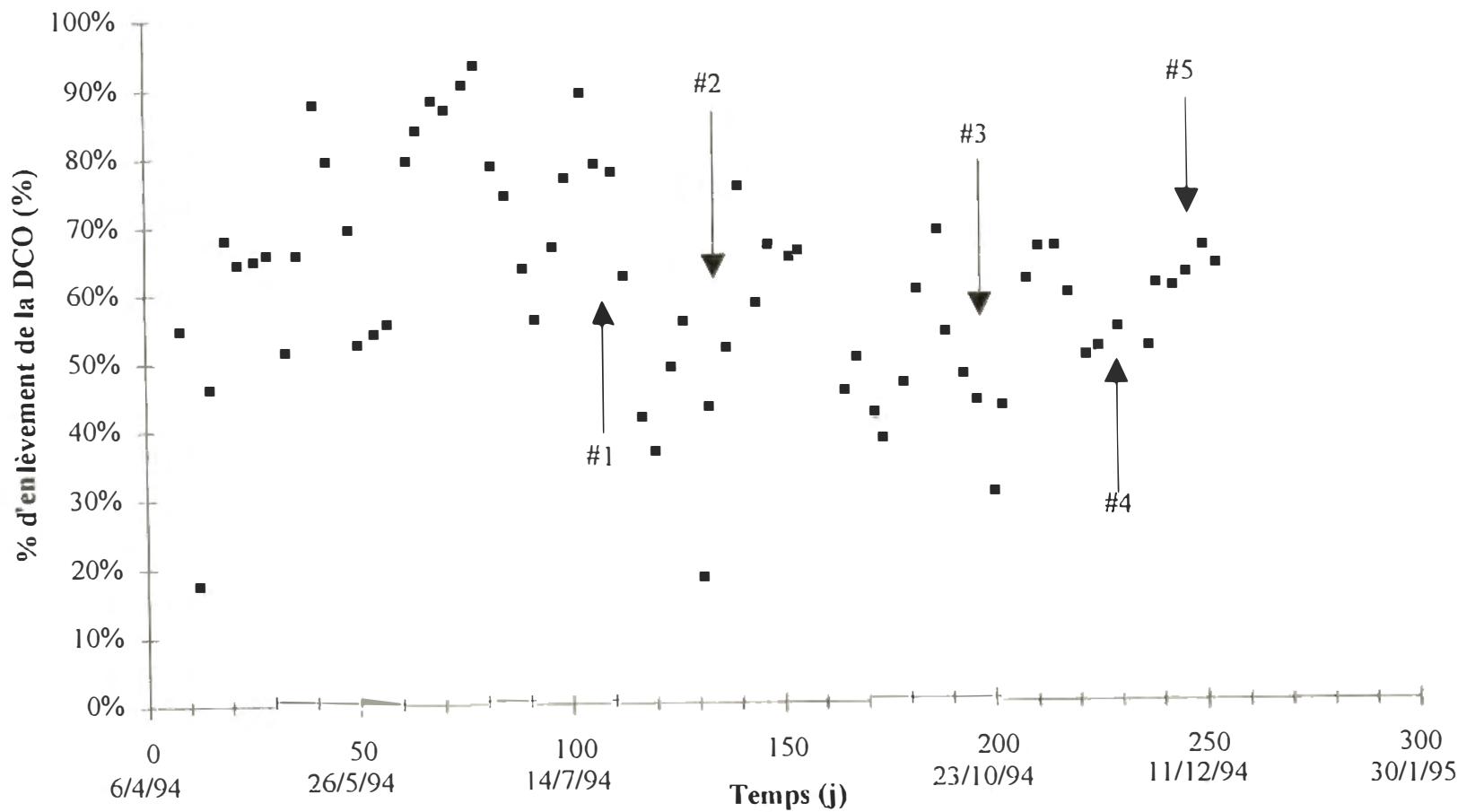


FIGURE 5.39

Variation du % d'enlèvement de la DCO pour le Plane #1

La figure 5.40 présente la variation du pourcentage d'enlèvement de la DBO₅ pour toute la période couverte dans ce rapport pour le Plane #1. Pour la période d'acclimatation (période d'opération de 15 à 70 jours), les performances d'enlèvement se sont situées à environ 75%. Pour la première période d'opération testée, le TRH fut fixé à 48 heures. La performance moyenne d'enlèvement fut d'environ 85%. La diminution du TRH à 36 heures a provoqué une chute des performances d'enlèvement de la DBO₅ à environ 65%. Une seconde chute des performances est survenue avec le passage du TRH à 24 heures. L'enlèvement de la DBO₅ fut alors de 54 %. Ces baisses successives de performance s'expliquent par la diminution du TRH mais aussi par la baisse du débit d'aération utilisé. Lors du premier essai de confirmation (TRH = 36 heures), les performances d'enlèvement de la DBO₅ furent similaires (68%) et ce malgré la baisse du débit d'aération testé (0,6 vvm). Pour le deuxième essai de confirmation, les performances d'enlèvement furent aussi similaires au premier essai à un TRH de 48 heures, même si le débit d'aération avait été, dans ce cas-ci, aussi baissé à 0,6 vvm. Le bioréacteur avec un âge de boues moins élevé semble donc moins sensible aux variations du débit d'aération.

La figure 5.41 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides en suspension (SS) durant les essais avec le Plane #1. Comme dans le cas des BRM #1 et BRM #2, l'enlèvement des solides en suspensions est demeuré excellent pour toute la période (près de 100%). Toutefois, l'enlèvement fut légèrement inférieur (entre 93% et 96%). Cette légère différence peut s'expliquer par les différences existant entre les types de membranes (fibres creuses et planes) mais surtout par les bris de membranes planes qui ont contaminé parfois la ligne d'échantillonnage du perméat. Les raisons expliquant le très bon enlèvement des solides en suspension sont les mêmes que celles citées au paragraphe correspondant pour le BRM #1.

La figure 5.42 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides totaux (ST) durant les essais avec le Plane #1.

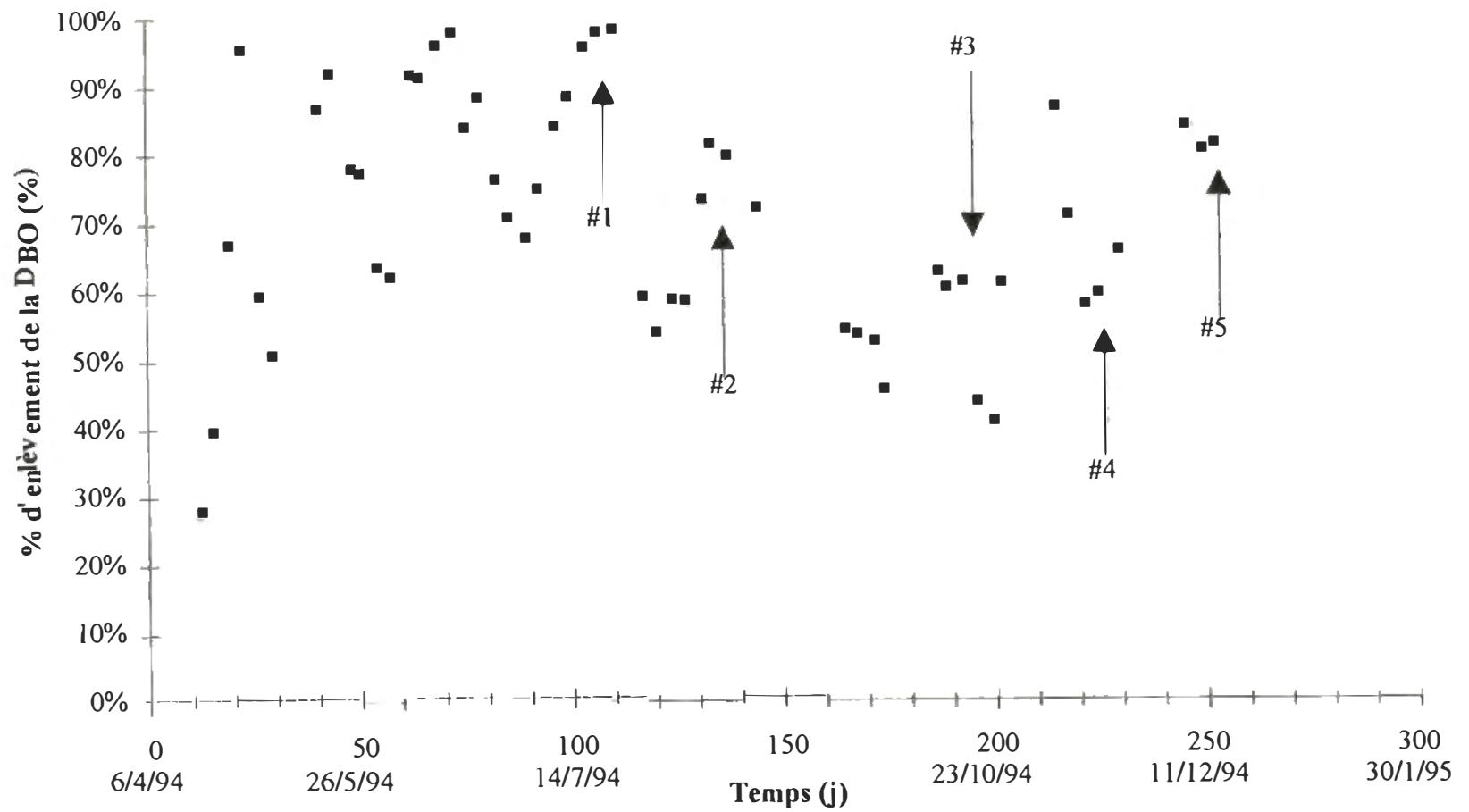


FIGURE 5.40

Variation du % d'enlèvement de la DBO_s pour le Plane #1

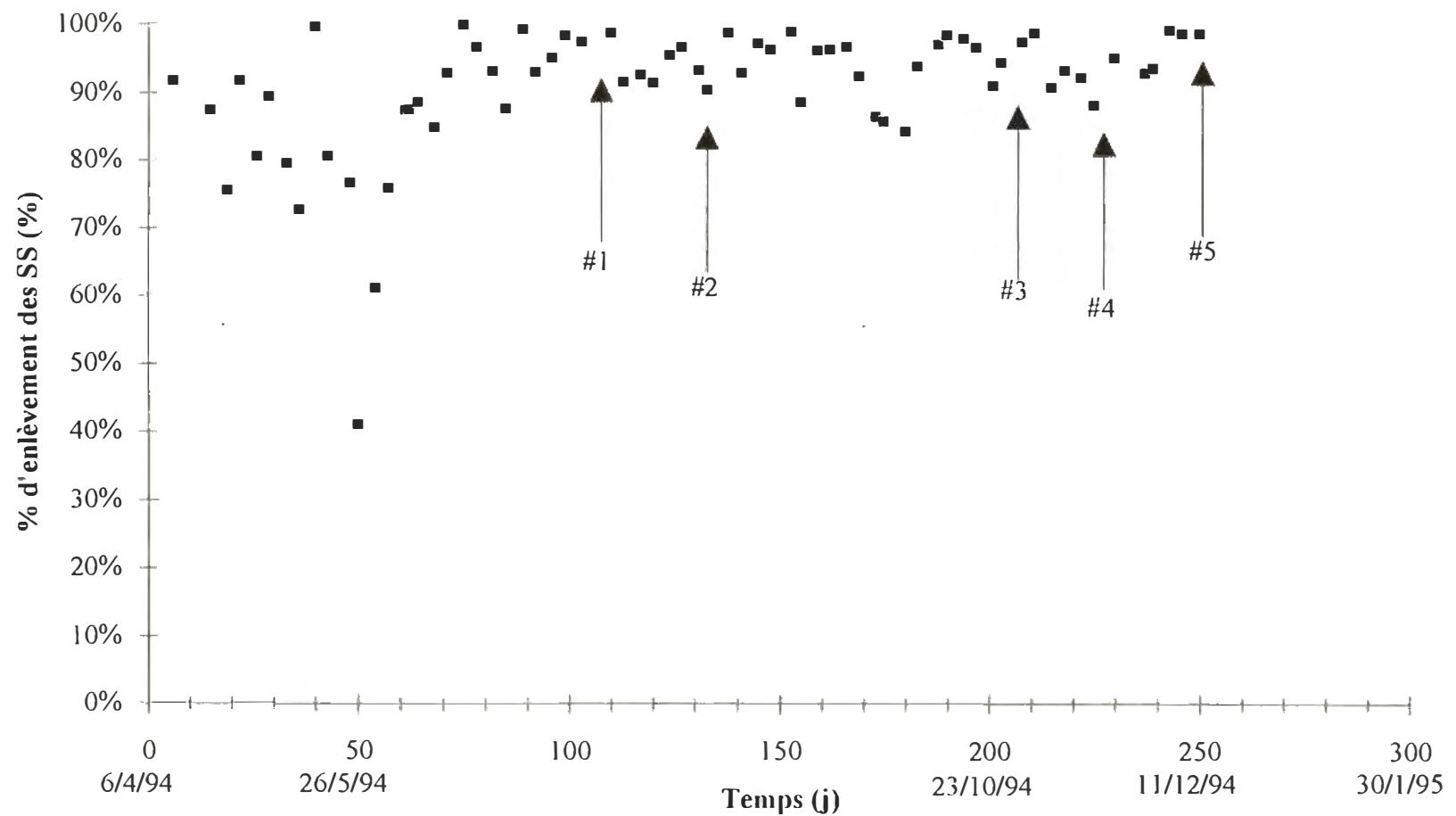


FIGURE 5.41 Variation du % d'enlèvement des SS pour le Plane #1

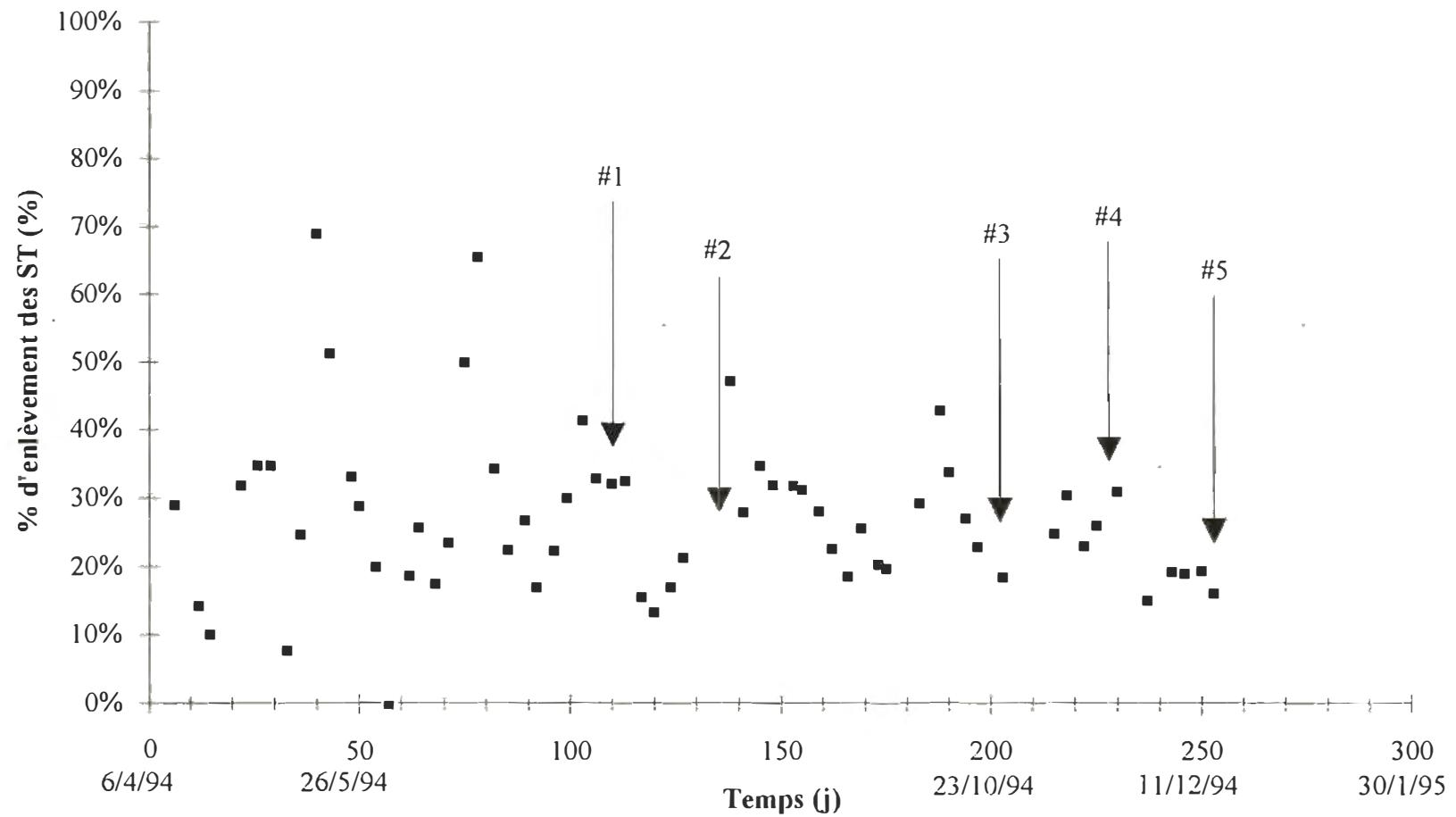


FIGURE 5.42 Variation du % d'enlèvement des ST pour le Plane #1

À l'exception de quelques points, les performances d'enlèvement en solides totaux ont aussi été relativement constantes pour toute la période malgré la variation des paramètres testés. Le pourcentage d'enlèvement a varié entre 18% et 31%. Ces niveaux d'enlèvement sont inférieurs à ceux obtenus avec le BRM #1 et le BRM #2. L'effet de l'âge des boues semble donc ici assez important. Ces résultats sont en accord avec les résultats obtenus pour les enlèvements de la DCO et de la DBO_5 . L'âge des boues minimum semble donc dépassé pour l'obtention de bonnes performances.

La figure 5.43 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides dissous (SD) durant les essais avec le Plane #1. Comme dans le cas de l'enlèvement des solides totaux, les performances furent similaires (entre 16% et 27%) malgré les variations des paramètres testés. Ces niveaux d'enlèvement sont ici également inférieurs à ceux obtenus avec le BRM #1 et le BRM #2. L'effet de l'âge des boues semble donc encore assez important. Les raisons expliquant cette chute de performance par rapport aux BRM #1 et BRM #2 ont été expliquées au paragraphe précédent.

Pour ce qui est des analyses de toxicité, seuls les essais avec les daphnies ont été effectués (limite au niveau du volume d'échantillon à fournir). Les résultats obtenus montrent très nettement l'effet du TRH et du débit d'aération (tableau 5.9). En effet, plus le TRH et l'aération diminuent, plus la toxicité augmente (la CL-50 diminue).

Finalement, concernant l'enlèvement des extractibles, on observe que pour tous les TRH utilisés l'enlèvement obtenu est très bon et assez similaire à celui du BRM #1 (tableau 5.9). Pour ce qui est de l'aération, l'augmentation de celle-ci n'a pas donné d'effet positif sur l'enlèvement des extractibles. Le tableau 5.9 résume les conditions d'opération utilisées et les performances obtenues pour les différentes périodes d'équilibre atteintes pour le Plane #1.

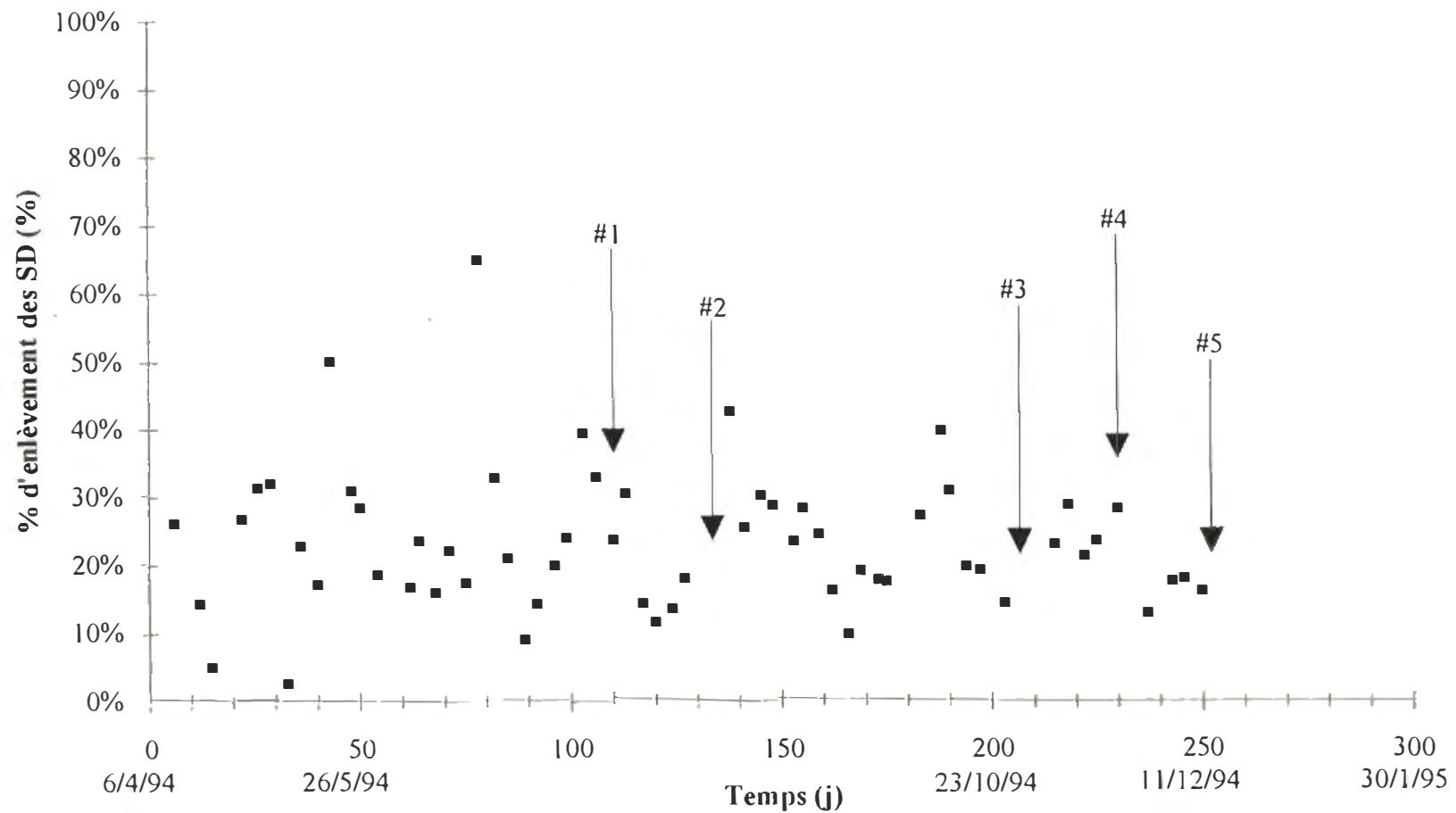


FIGURE 5.43 Variation du % d'enlèvement des SD pour le Plane #1

TABLEAU 5.9 Conditions d'opération utilisées et les performances obtenues pour les différentes périodes d'équilibre atteintes avec le Plane #1

Paramètre	TRH = 48 h TRB = 8 j Qair = 0,8 vvm	TRH = 36 h TRB = 8 j Qair = 0,7 vvm	TRH = 24 h TRB = 8 j Qair = 0,6 vvm	TRH = 36 h TRB = 8 j Qair = 0,6 vvm	TRH = 48 h TRB = 8 j Qair = 0,6 vvm
FLUX (L/m ² /h)	10,4 (8,9 - 12,0)	7,4 (6,0 - 8,9)	5,5 (4,4 - 6,6)	5,2 (4,6 - 5,9)	4,8 (3,7 - 5,8)
SSLM (mg/L)	6 400 (5 100 - 7 700)	5 100 (4 400 - 5 900)	3 700 (2 900 - 4 500)	3 800 (2 700 - 5 000)	3 300 (2 900 - 3 600)
Enl. de DCO (%)	77 (70 - 85)	44 (33 - 56)	49 (39 - 59)	54 (47 - 60)	60 (55 - 66)
Enl. de DBO ₅ (%)	85 (78 - 92)	66 (55 - 77)	54 (44 - 65)	68 (53 - 82)	82 (76 - 87)
Enl. des SS (%)	95 (92 - 98)	94 (91 - 96)	94 (90 - 98)	93 (90 - 97)	96 (92 - 100)
Enl. des ST (%)	31 (23 - 40)	24 (11 - 38)	29 (20 - 38)	27 (23 - 31)	18 (15 - 20)
Enl. des SD (%)	27 (17 - 38)	22 (9 - 34)	25 (15 - 35)	25 (20 - 29)	16 (12 - 19)
CL-50 48 heures (daphnies)	67,6	40,3	22,1	16,6	35,4
Enl. extractibles (%)	99	> 98	91	75	83

N.B.: Les chiffres entre parenthèses indiquent l'intervalle de confiance à 95%
La notation ">" signifie que la limite de détection a été atteinte

Données du Plane #2

La figure 5.44 présente la variation du flux durant les essais avec le Plane #2. La variation des flux est majoritairement entre 5 et 15 L/m²/h. Cette constance relative est en grande partie explicable par les nombreux changements de membranes effectués. Si on compare ce flux avec celui dans le Plane #1, on constate que le flux moyen obtenu est légèrement supérieur. Cette augmentation n'est pas aussi importante qu'on aurait pu le croire initialement, compte tenu de la grande différence de taille des pores existant entre les membranes du Plane #1 et du Plane #2 (0,1 µm vs 0,8 µm).

La figure 5.45 présente la variation du TRH durant les essais avec le Plane #2. Le temps de rétention hydraulique a été ramené graduellement (entre 0 et 25 jours) au point de consigne à 48 heures. Le temps de rétention hydraulique a été gardé par la suite constant à 48 heures.

La figure 5.46 présente la variation de la concentration des SSLM durant les essais avec le Plane #2. Les fluctuations du niveau de biomasse sont assez importantes mais tout de même normales pour un départ de système avec un âge de boues très faible (8 jours). Pour la période d'opération entre 10 et 30 jours, la concentration moyenne des SSLM fut d'environ 2 800 mg/L. Pour la période d'opération testée à un TRH de 48 heures, la concentration moyenne des SSLM fut d'environ 6 700 mg/L.

La figure 5.47 présente la variation du pourcentage d'enlèvement de la DCO durant les essais avec le Plane #2. La période d'équilibre à un TRH = 48 heures et un TRB = 8 jours a permis une comparaison de l'effet de la taille des pores en comparant les résultats obtenus avec ceux du Plane #1 qui a opéré sous les mêmes conditions, mais avec des membranes de 0,1 µm. Pour la période d'acclimatation (10 à 30 jours), les performances d'enlèvement se sont situées à environ 70%. Pour la période d'équilibre, la performance moyenne d'enlèvement fut d'environ 80%.

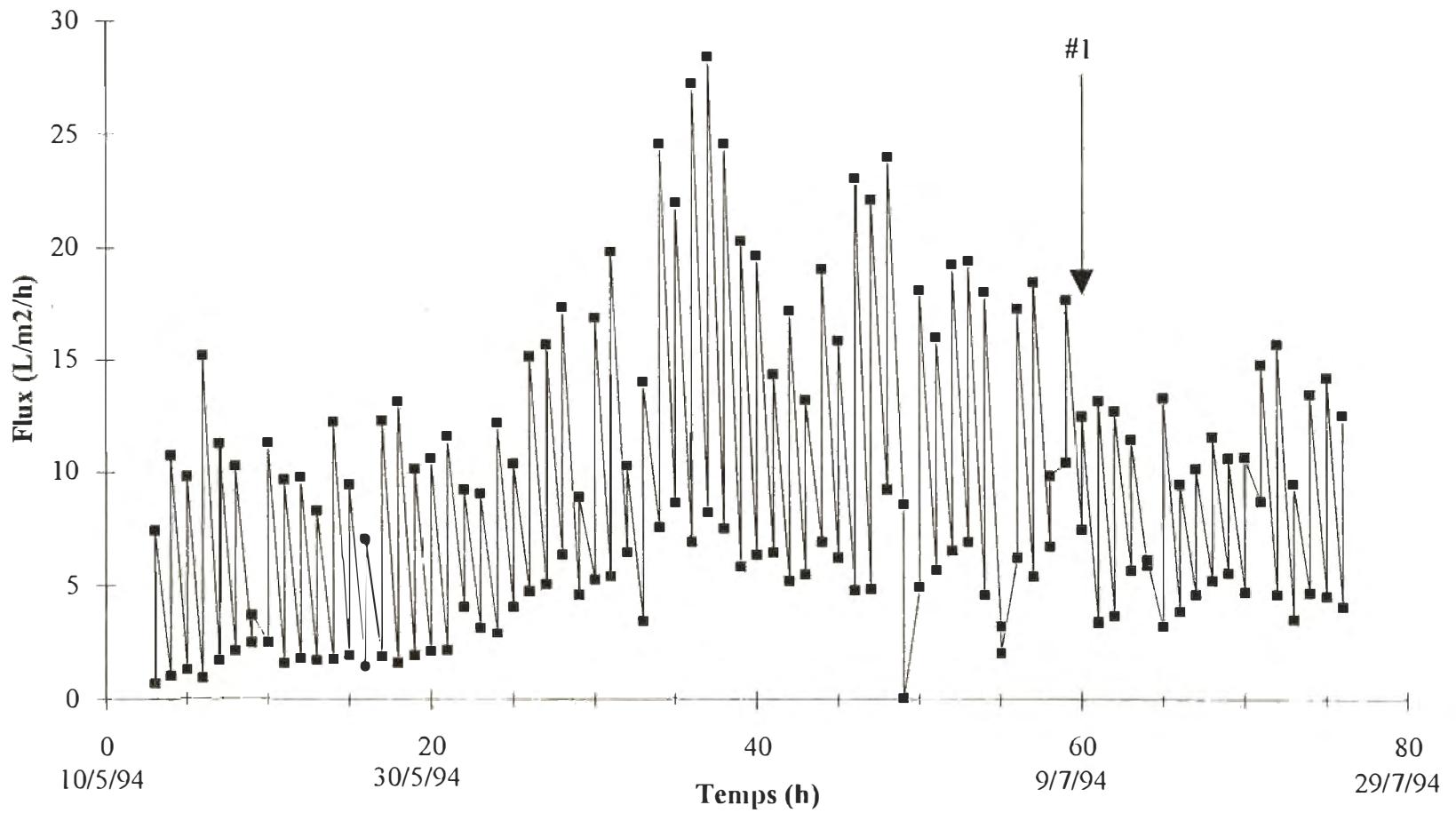


FIGURE 5.44 Variation du flux pour le Plane #2

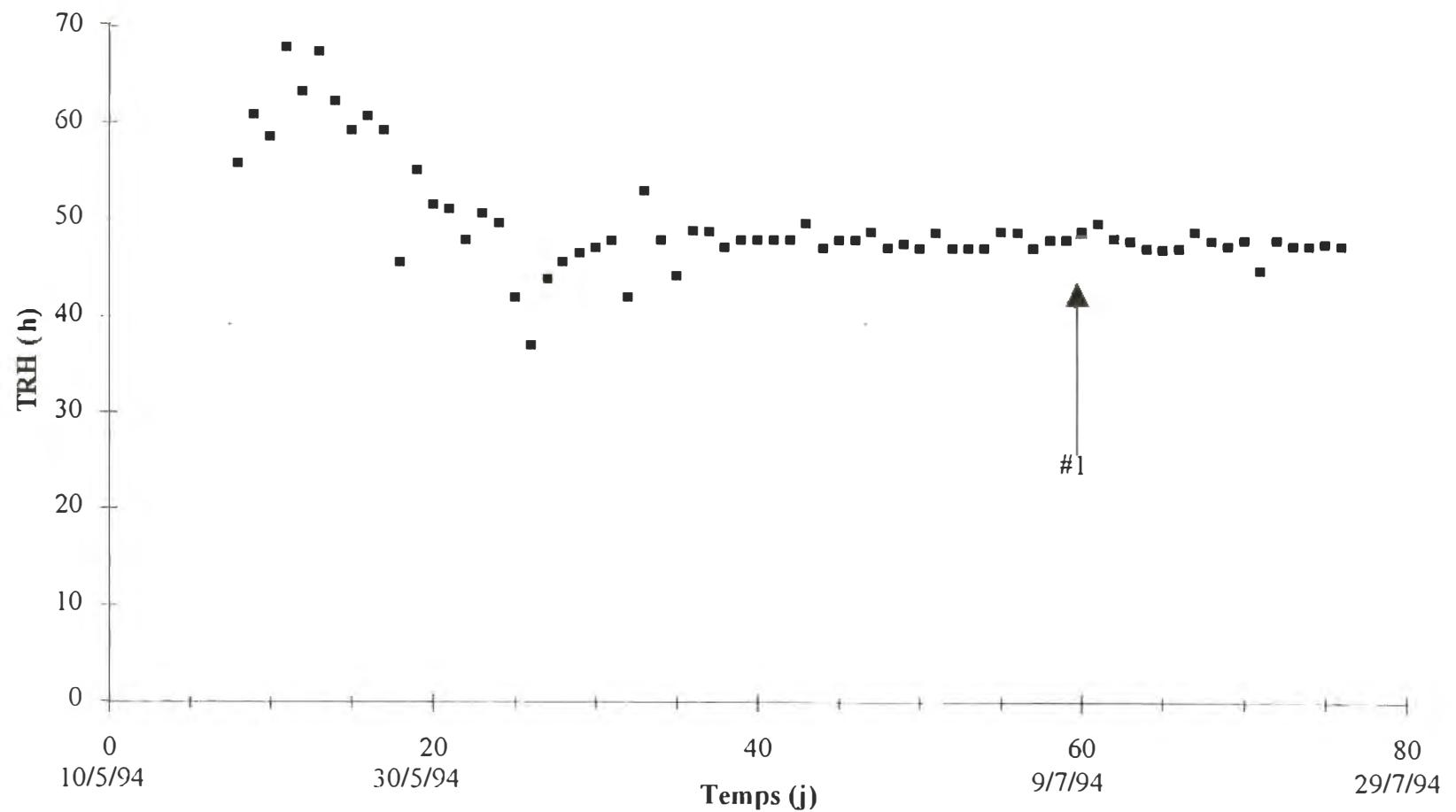


FIGURE 5.45

Variation du TRH pour le Plane #2

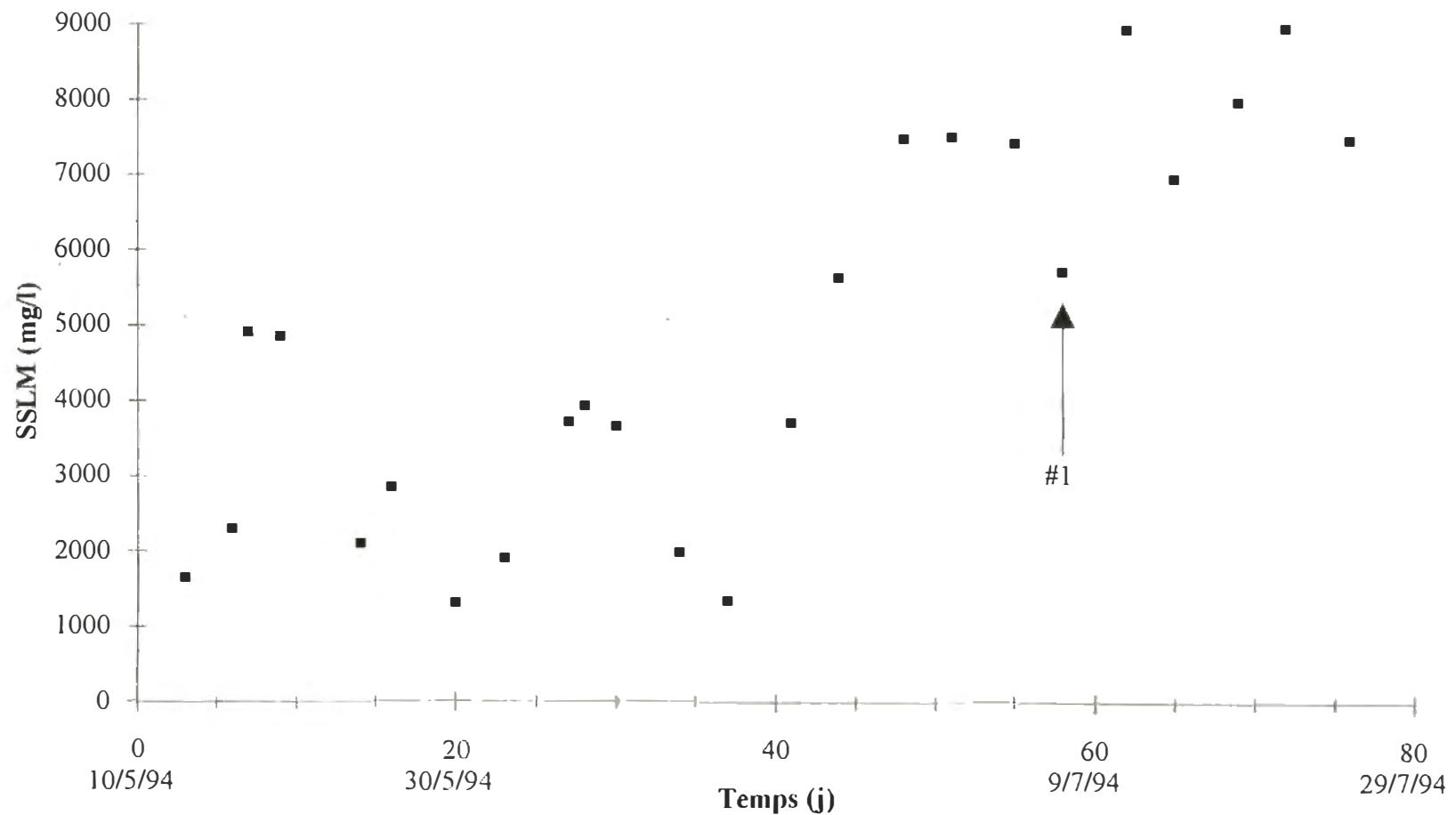


FIGURE 5.46 Variation des SSLM pour le Plane #2

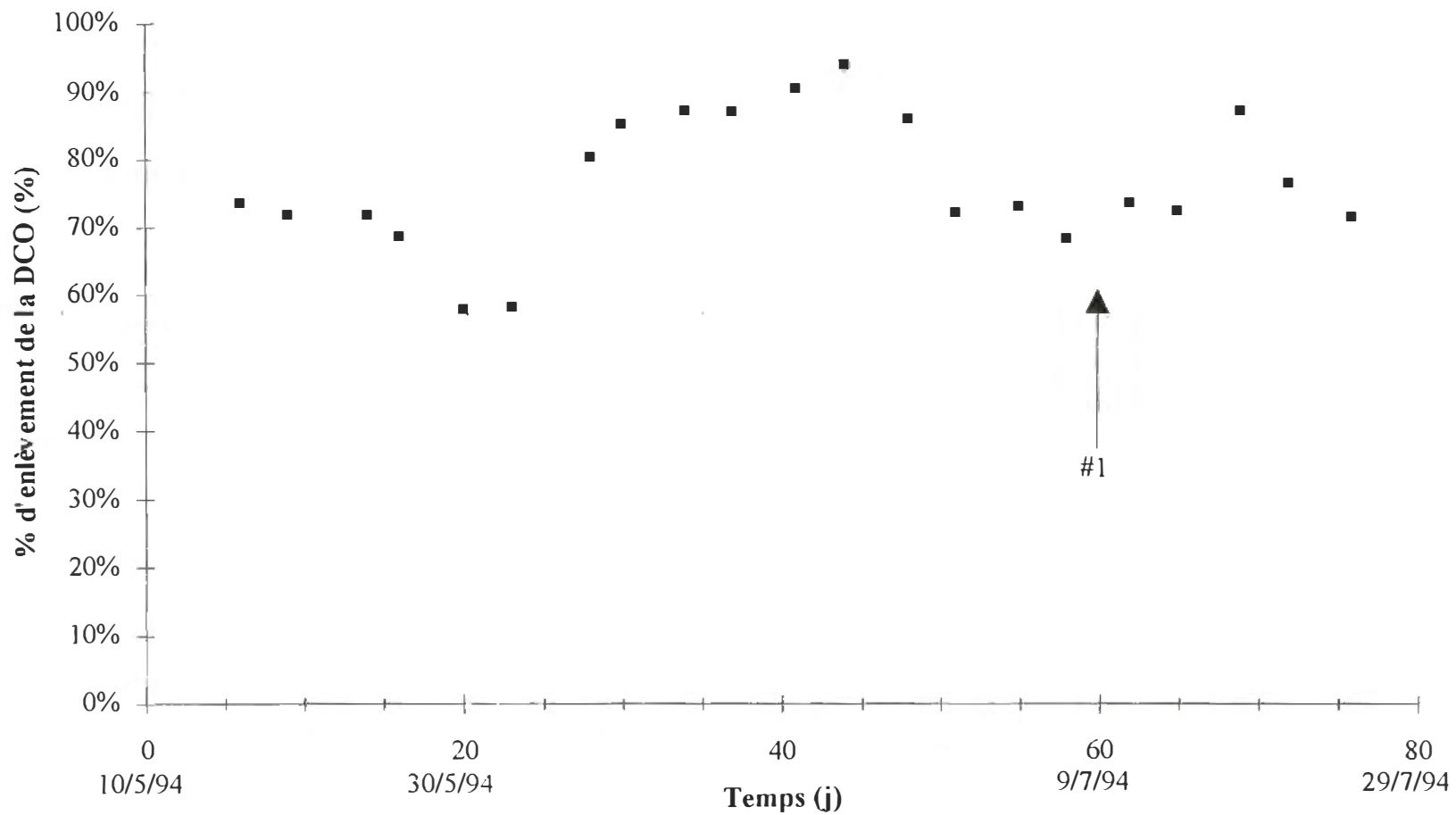


FIGURE 5.47

Variation du % d'enlèvement de la DCO pour le Plane #2

La figure 5.48 présente la variation du pourcentage d'enlèvement de la DBO₅ durant les essais avec le Plane #2. Comme pour la DCO, la période d'équilibre à un TRH = 48 heures et un TRB = 8 jours a permis une comparaison de l'effet de la taille des pores en comparant les résultats obtenus avec ceux du Plane #1 qui a été opéré sous les mêmes conditions mais avec des membranes de 0,1 µm. Pour la période d'acclimatation (10 à 30 jours), les performances d'enlèvement se sont situées à environ 75%. La performance moyenne d'enlèvement pour la période d'équilibre fut d'environ 90%.

La figure 5.49 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides en suspension (SS) durant les essais avec le Plane #2. Initialement, les performances d'enlèvement des solides en suspension furent faibles dû à de nombreux bris de membranes qui ont contaminé la ligne d'échantillonnage du perméat. Par la suite, comme dans le cas des BRM #1, BRM #2 et Plane #1, l'enlèvement des solides en suspension est demeuré excellent pour toutes les périodes d'équilibre mesurées. L'enlèvement obtenu est très similaire à celui du Plane #1 (94%) et ce malgré que la taille des pores soit nettement supérieure (0,1 microns pour le Plane #1 vs 0,8 pour le Plane #2).

Ces résultats laissent supposer la formation d'une autre membrane (de biomasse) à la surface de la membrane originale et possiblement une certaine pénétration de biomasse à l'intérieur des pores réduisant donc la taille de ceux-ci. Ces deux effets combinés produiraient une "nouvelle" membrane ayant des caractéristiques à celles du Plane #1. En effet, dans le cas du Plane #2, les membranes utilisées avaient une taille de pores supérieure à celle des filtres standards pour la mesure des solides en suspension (0,45 microns). L'excellent enlèvement doit donc être attribuable à la couche de biomasse formée à la surface des membranes plutôt qu'à la taille de pore initiale de celle-ci. Cette hypothèse est confirmée par la faible différence de flux de perméat obtenue entre le Plane #1 et le Plane #2 malgré des mesures de flux à l'eau pure très différentes, pour ces deux types de membranes à l'état neuf.

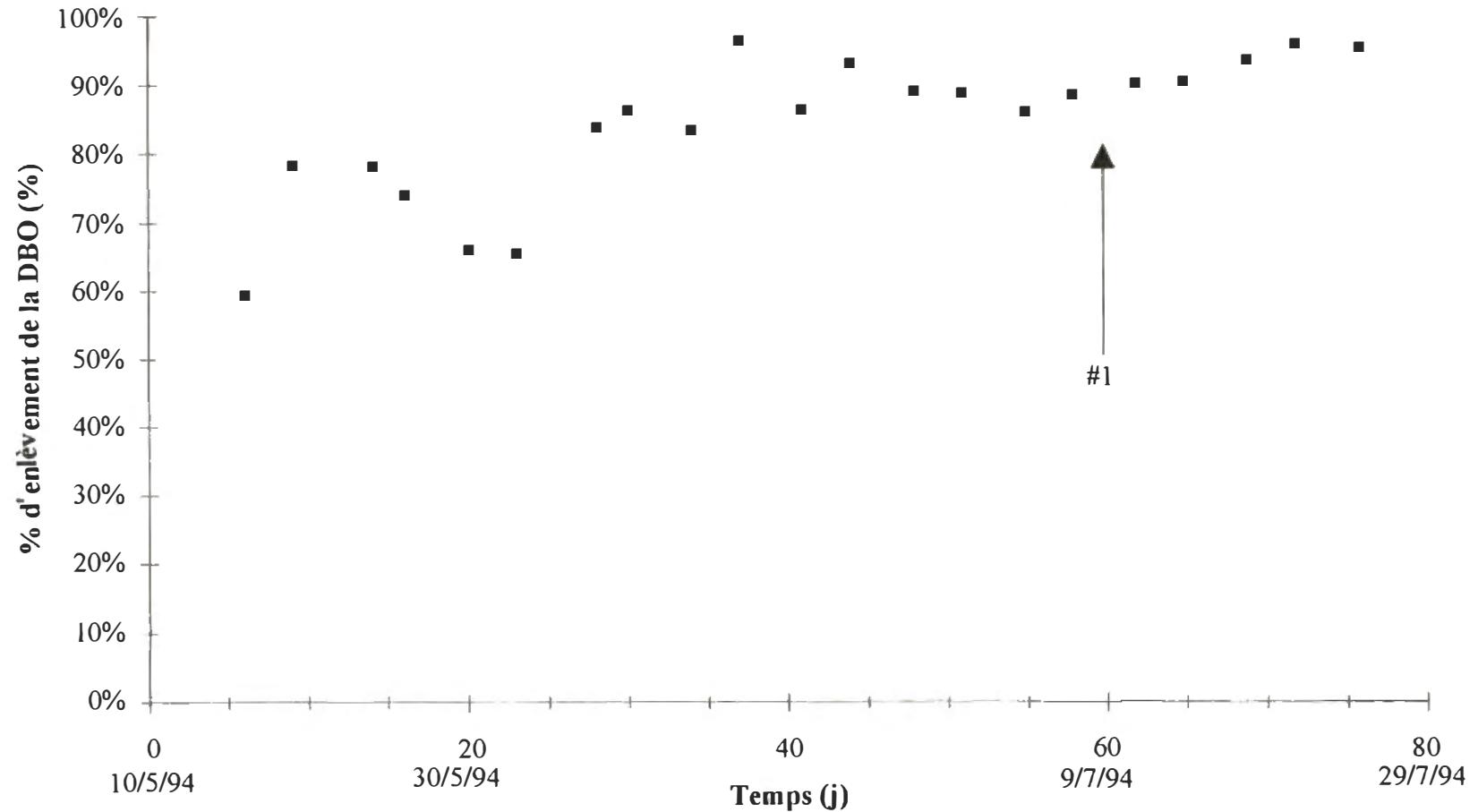


FIGURE 5.48

Variation du % d'enlèvement de la DBO₅ pour le Plane #2

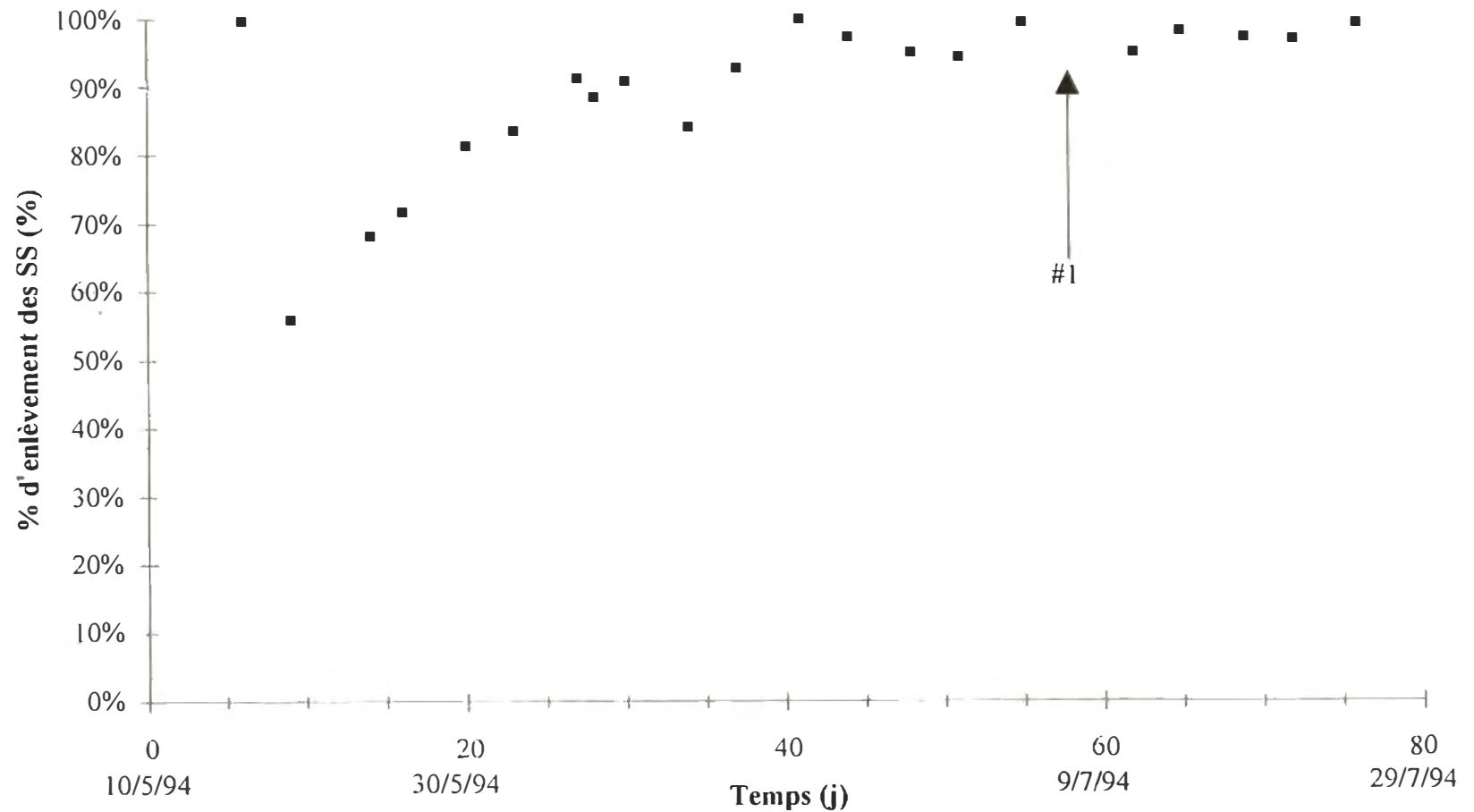


FIGURE 5.49 Variation du % d'enlèvement des SS pour le Plane #2

La figure 5.50 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides totaux (ST) durant les essais avec le Plane #2. Les performances d'enlèvement en solides totaux ont été très bonnes initialement mais avec la mise à l'équilibre des conditions d'opération et la chute du TRH utilisé, les performances se sont stabilisées à environ 30%. Ces performances sont pratiquement identiques à celles obtenues avec le Plane #1. L'effet de l'âge des boues est donc ici aussi très présent comme dans le cas du Plane #1.

La figure 5.51 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides dissous (SD) pour le Plane #2. À l'exception de quelques points, l'enlèvement des SD est demeuré relativement constant à environ 25%. Ces performances sont pratiquement identiques à celles obtenues avec le Plane #1. Aucun essai de toxicité ni de mesures d'extractibles n'a été effectué. Le tableau 5.10 résume les conditions d'opération utilisées et les performances obtenues avec le Plane #2.

TABLEAU 5.10 Conditions d'opération utilisées et performances obtenues avec le Plane #2

Paramètre	TRH = 48 h, TRB = 8 j Qair = 0,8 vvm
FLUX (L/m ² /h)	12,0 (10,1 - 13,9)
SSLM (mg/L)	6 700 (5 500 - 8 000)
Enl. de DCO (%)	82 (75 - 89)
Enl. de DBO ₅ (%)	89 (85 - 92)
Enl. des SS (%)	94 (90 - 98)
Enl. des ST (%)	32 (19 - 45)
Enl. des SD (%)	26 (13 - 38)

N.B.: Les chiffres entre parenthèses indiquent l'intervalle de confiance à 95%

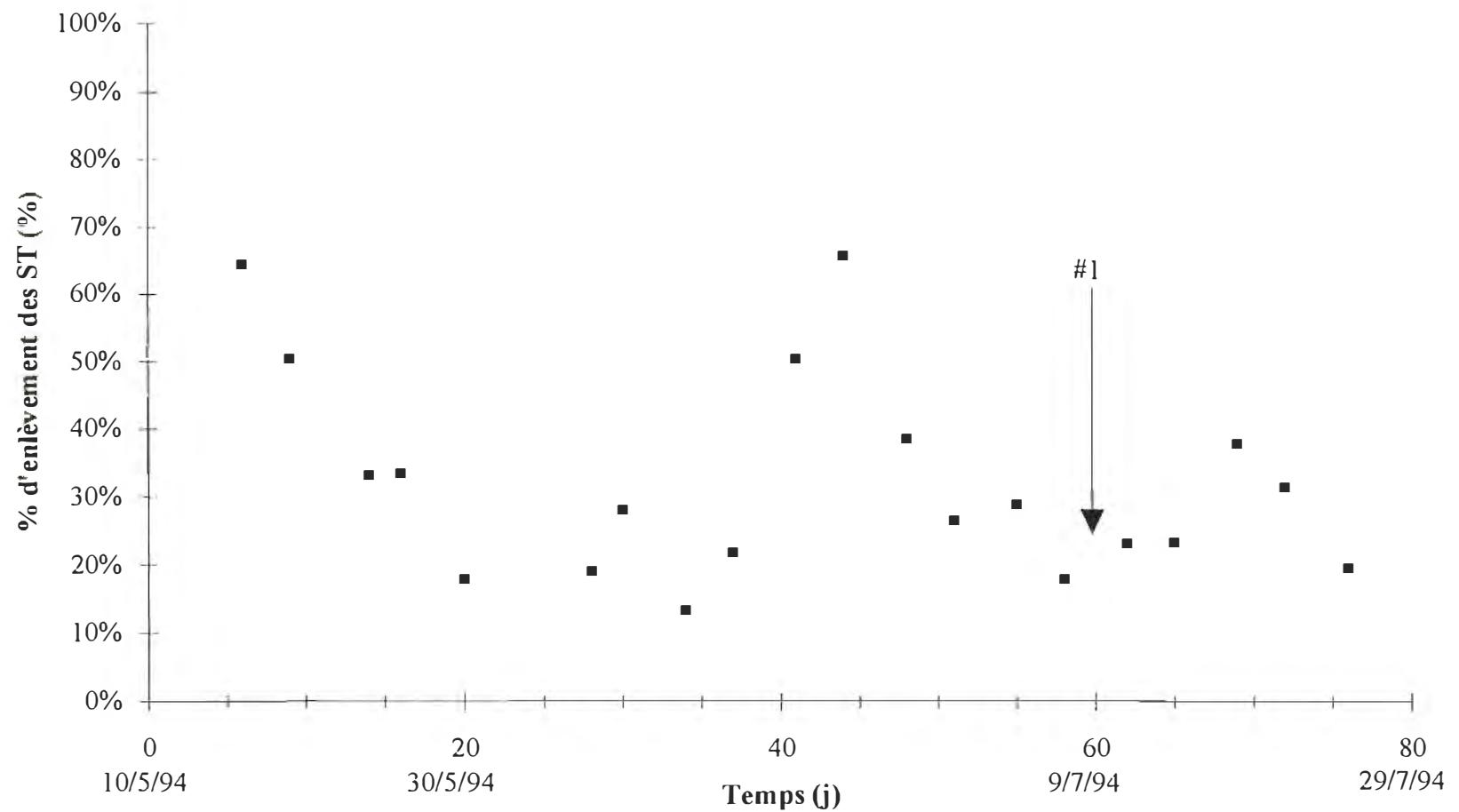


FIGURE 5.50 Variation du % d'enlèvement des ST pour le Plane #2

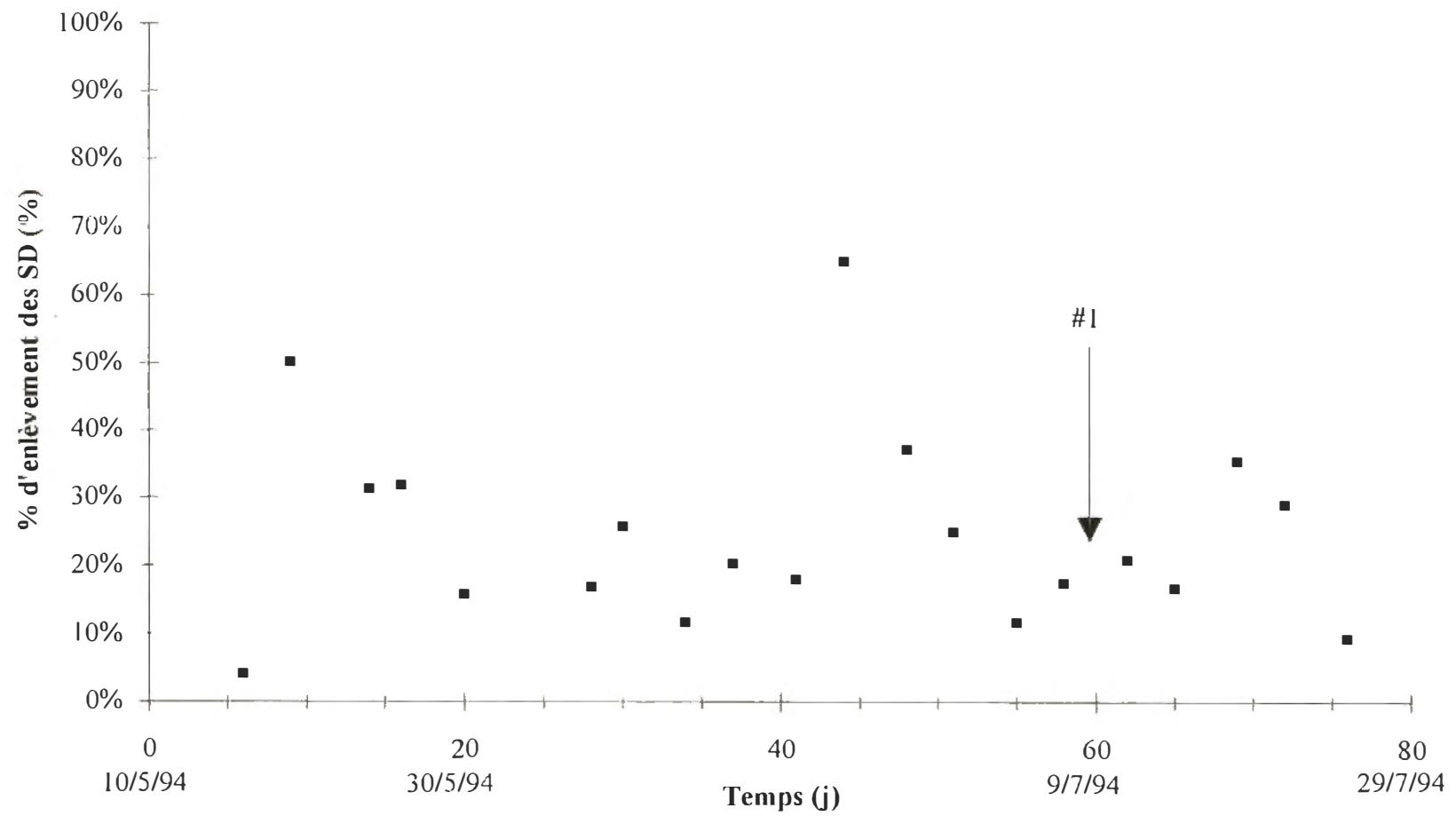


FIGURE 5.51 Variation du % d'enlèvement des SD pour le Plane #2

Données du SBAC

La figure 5.52 présente la variation du TRH durant les essais avec le SBAC. Le temps de rétention hydraulique a été ajusté pour la période d'acclimatation à 48 heures (pendant environ 40 jours) et ramené par la suite autour de 24 heures (jusqu'à environ 65 jours) et ensuite à 36 h (jusqu'à environ 100 jours). Après cette période, un manque de suivi serré du débit de l'affluent (principalement le nettoyage des tubes) au niveau de ce bioréacteur a engendré de grandes variations dans le TRH de ce dernier (jusqu'à environ 250 jours). Une fois le problème identifié, il fut remédié et quatre périodes d'équilibre ont été étudiées. Le TRH a été ajusté pour la première période à 48 heures. Par la suite, le TRH a été ajusté à 36 heures pour obtenir la deuxième période d'équilibre. Suite à cette période d'équilibre et comme dans les cas précédents, divers problèmes d'approvisionnement en affluent ont forcé de grandes variations du TRH de ce bioréacteur. Une fois ce problème réglé, le TRH a finalement été fixé à 24 heures pour obtenir une nouvelle période d'équilibre (2 essais successifs).

La figure 5.53 présente la variation de la concentration des SSLM durant les essais avec le SBAC. Initialement, la concentration des SSLM était très élevée (plus de 15 000 mg/L). Par la suite, divers problèmes de contrôle du TRH ont entraîné une chute importante des SSLM (entre 5 000 et 10 000 mg/L). Pour la période d'opération située entre 225 et 310 jours, la concentration moyenne des SSLM fut d'environ 13 000 mg/L. Par la suite (310 à 375 jours), la concentration moyenne des SSLM fut d'environ 8 400 mg/L. Pour la première période d'opération (TRH = 48 heures), la concentration des SSLM fut de 8 100 mg/L. Pour la période suivante (TRH = 36 heures), la concentration moyenne des SSLM fut de 7 800 mg/L. La période transitoire entre les périodes d'équilibre #2 et #3 n'a pas eu d'effet notable sur la concentration des SSLM. Pour la dernière période d'opération testée (TRH = 24 h) la concentration des SSLM fut nettement supérieure, soit de 12 000 mg/L et de 14 800 mg/L. On remarque donc une augmentation constante de la concentration des SSLM avec la diminution du TRH.

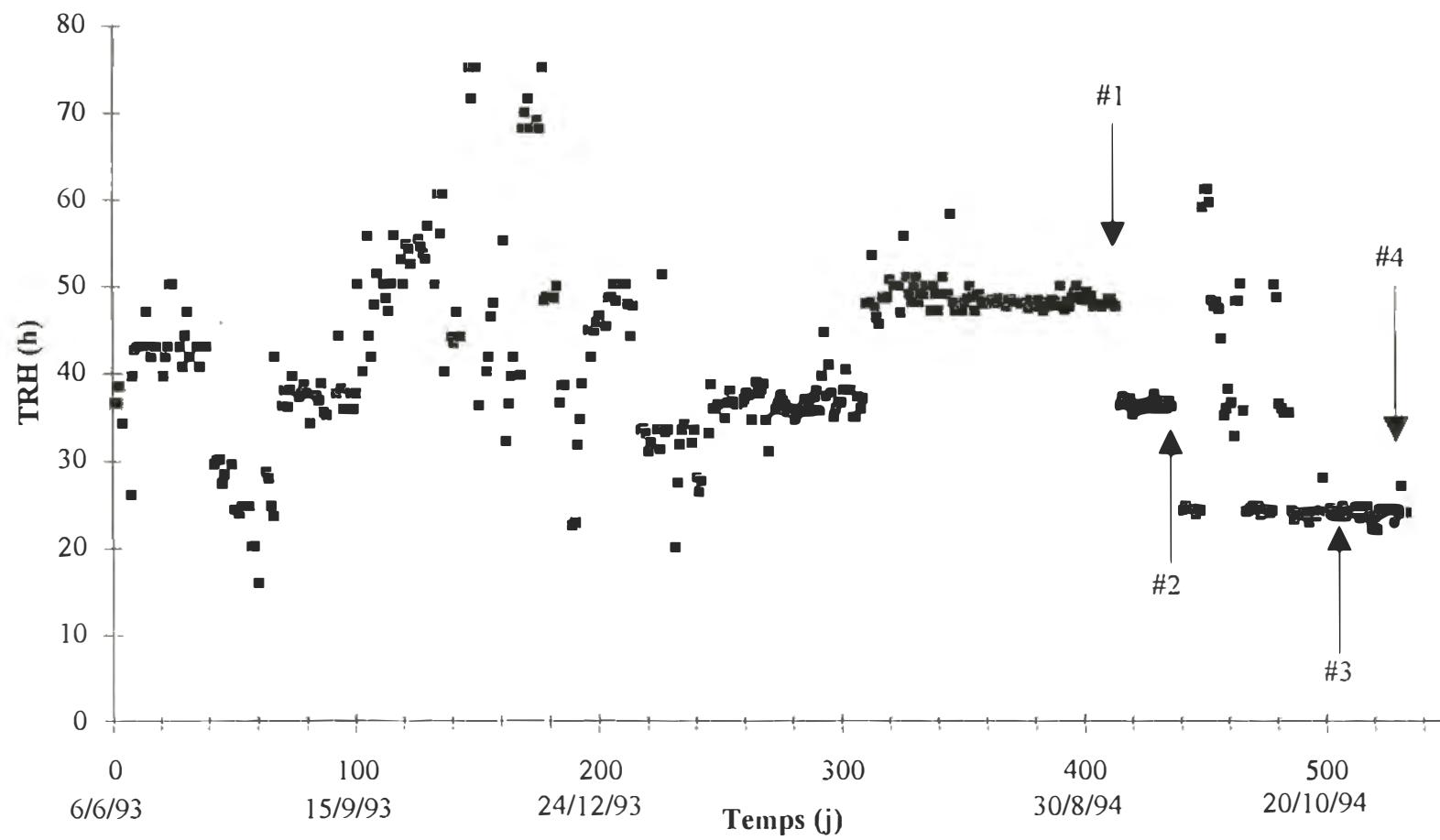


FIGURE 5.52 Variation du TRH pour le SBAC

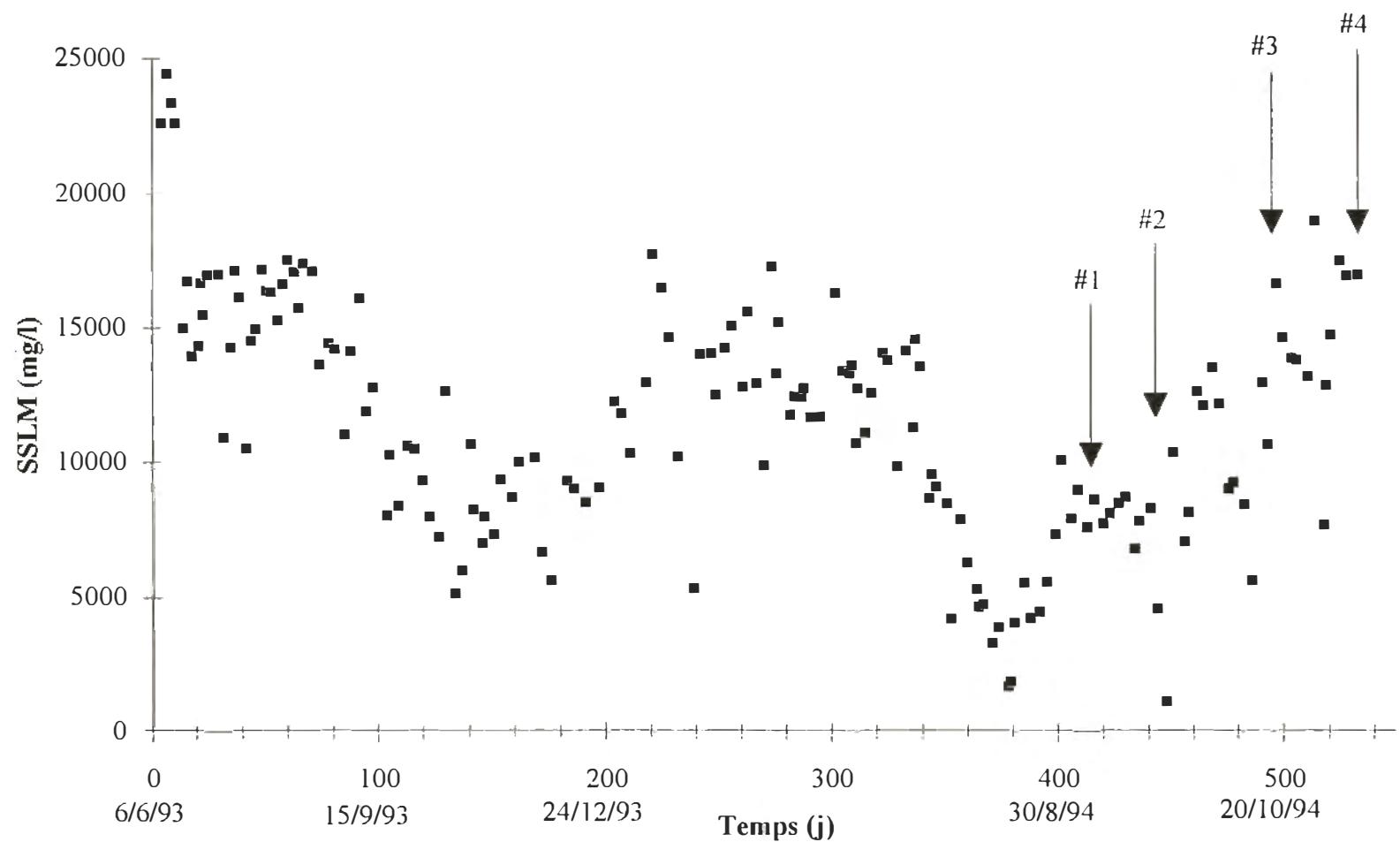


FIGURE 5.53 Variation des SSLM pour le SBAC

La figure 5.54 présente la variation du pourcentage d'enlèvement de la DCO durant les essais avec le SBAC. Durant les cinquante premiers jours, les performances du système ont chuté drastiquement avec la chute du TRH imposée au système. Par la suite (entre 50 et 100 jours), l'augmentation du TRH a engendré une augmentation des performances à près de 90%. Ensuite les grandes fluctuations du TRH (entre 100 et 200 jours) ont empêché la détermination de façon valable de l'enlèvement de la DCO obtenu. Entre les jours 225 à 310, les performances d'enlèvement se sont situées à environ 50%. Par la suite (310 à 375 jours), la performance moyenne d'enlèvement fut d'environ 65%.

Pour la première période d'opération en régime stable ($TRH = 48$ heures), la performance moyenne fut de 68%. Pour la période d'opération suivante ($TRH = 36$ heures), la performance moyenne d'enlèvement de la DCO furent de 40%. La baisse subséquente de TRH à 24 heures a eu des conséquences inattendues, comme dans le cas du BRM #2. En effet, les performances d'enlèvement de la DCO ont augmenté (59 % et 67 %) et ce, même avec la baisse du TRH. Ceci peut toutefois s'expliquer en partie par la forte augmentation du débit d'aération testée lors de cette séquence comme dans le cas du BRM #2.

La figure 5.55 présente la variation du pourcentage d'enlèvement de la DBO_5 durant les essais avec le SBAC. Durant les cinquante premiers jours, les performances du système ont chuté, comme dans le cas de la DCO, avec la chute du TRH imposée au système. Par la suite (entre 50 et 200 jours), les performances sont demeurées excellentes (plus de 90%) et ce malgré les grandes variations du TRH subies par le bioréacteur. Entre les jours 225 à 310, les performances d'enlèvement se sont situées à environ 80%. Par la suite (310 à 375 jours), la performance moyenne d'enlèvement fut d'environ 85%.

Pour la première période d'opération en régime stable ($TRH = 48$ heures), la performance moyenne fut de 95%. Pour la période d'équilibre suivante ($TRH = 36$ heures), la performance moyenne d'enlèvement de la DBO_5 fut de 62 %.

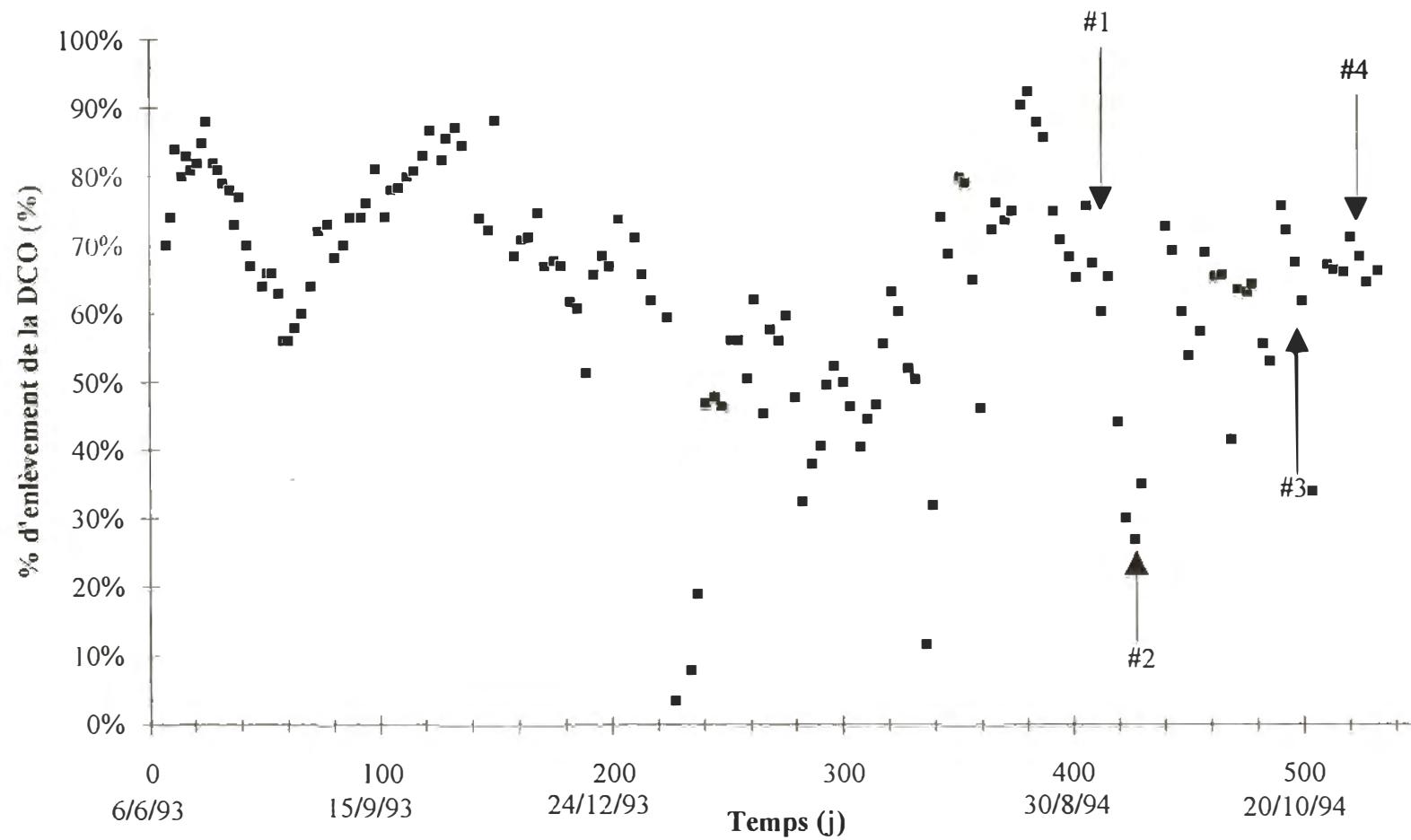


FIGURE 5.54

Variation du % d'enlèvement de la DCO pour le SBAC

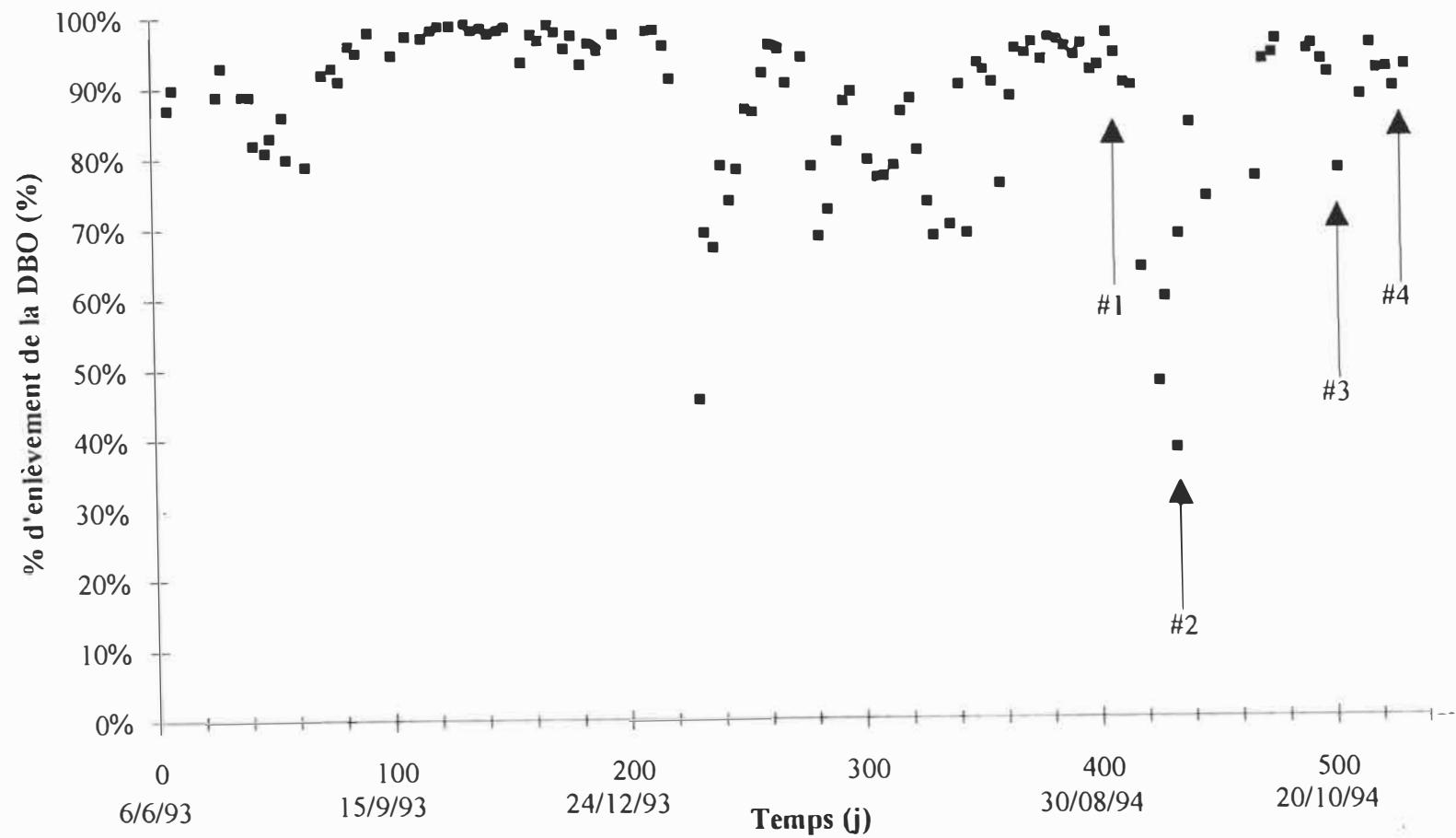


FIGURE 5.55 Variation du % d'enlèvement de la DBO₅ pour le SBAC

La baisse subséquente du TRH à 24 heures a eu, comme dans le cas de la DCO, des conséquences inverses à ce dont on pouvait s'attendre. En effet, les performances d'enlèvement de la DBO₅ ont augmenté (91 % et 92 %) et ce, même avec la baisse du TRH. Ceci peut s'expliquer par les mêmes raisons que celles citées au paragraphe précédent (la forte augmentation du débit d'aération).

La figure 5.56 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides en suspension (SS) durant les essais avec le SBAC. On peut remarquer que les performances d'enlèvement sont extrêmement variables et ce pour toute la période des essais. On peut donc voir que pour le traitement d'un effluent très chargé, l'efficacité de décantation peut être très variable. On observe aussi que la séparation obtenue est de beaucoup inférieure à celle obtenue avec le BRM #2 pour les mêmes conditions d'opération.

La figure 5.57 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides totaux (ST) durant les essais avec le SBAC. À l'exception de quelques points, les performances d'enlèvement ont été relativement constantes pour toute la période (entre 17% et 33%) et pour toutes les périodes d'équilibre testées. Ce niveau est inférieur à celui du BRM #2 pour les mêmes conditions d'opération.

La figure 5.58 présente la variation du pourcentage d'enlèvement des solides dissous (SD) durant les essais avec le SBAC. Comme dans le cas de l'enlèvement des solides totaux, les performances furent similaires (entre 18% et 30%) malgré les variations de paramètres testés. Ces performances sont en générales inférieures à celles du BRM #2.

Pour ce qui est des analyses de toxicité, comme dans le cas du Plane #1, seuls les essais avec les daphnies ont été effectués. Les résultats d'enlèvement de toxicité obtenus sont relativement constants et très faibles (tableau 5.11). Ces résultats montrent donc que malgré l'utilisation de TRH élevé, il est impossible d'obtenir un bon enlèvement de toxicité avec un système conventionnel pour ce type d'effluent.

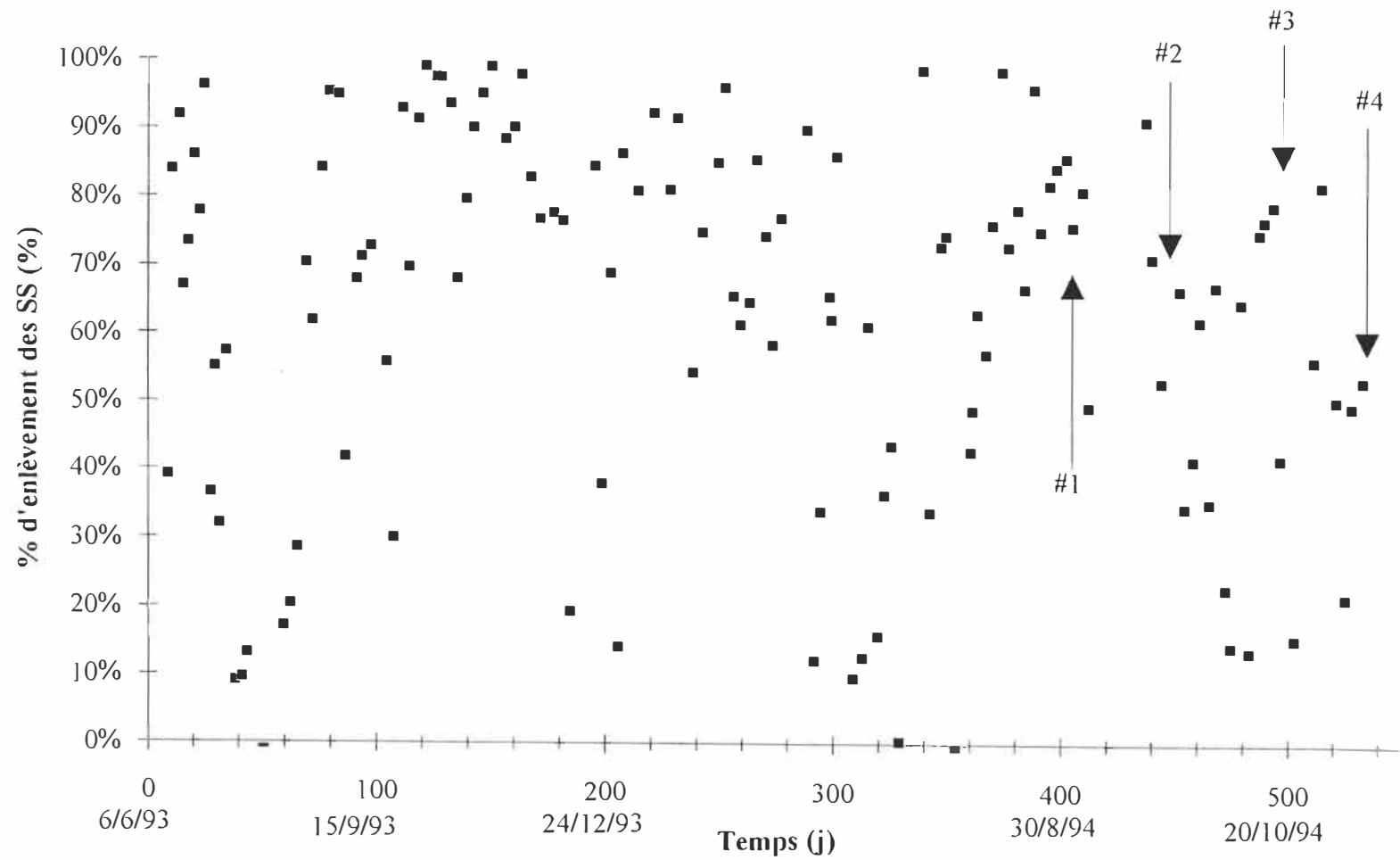


FIGURE 5.56 Variation du % d'enlèvement des SS pour le SBAC

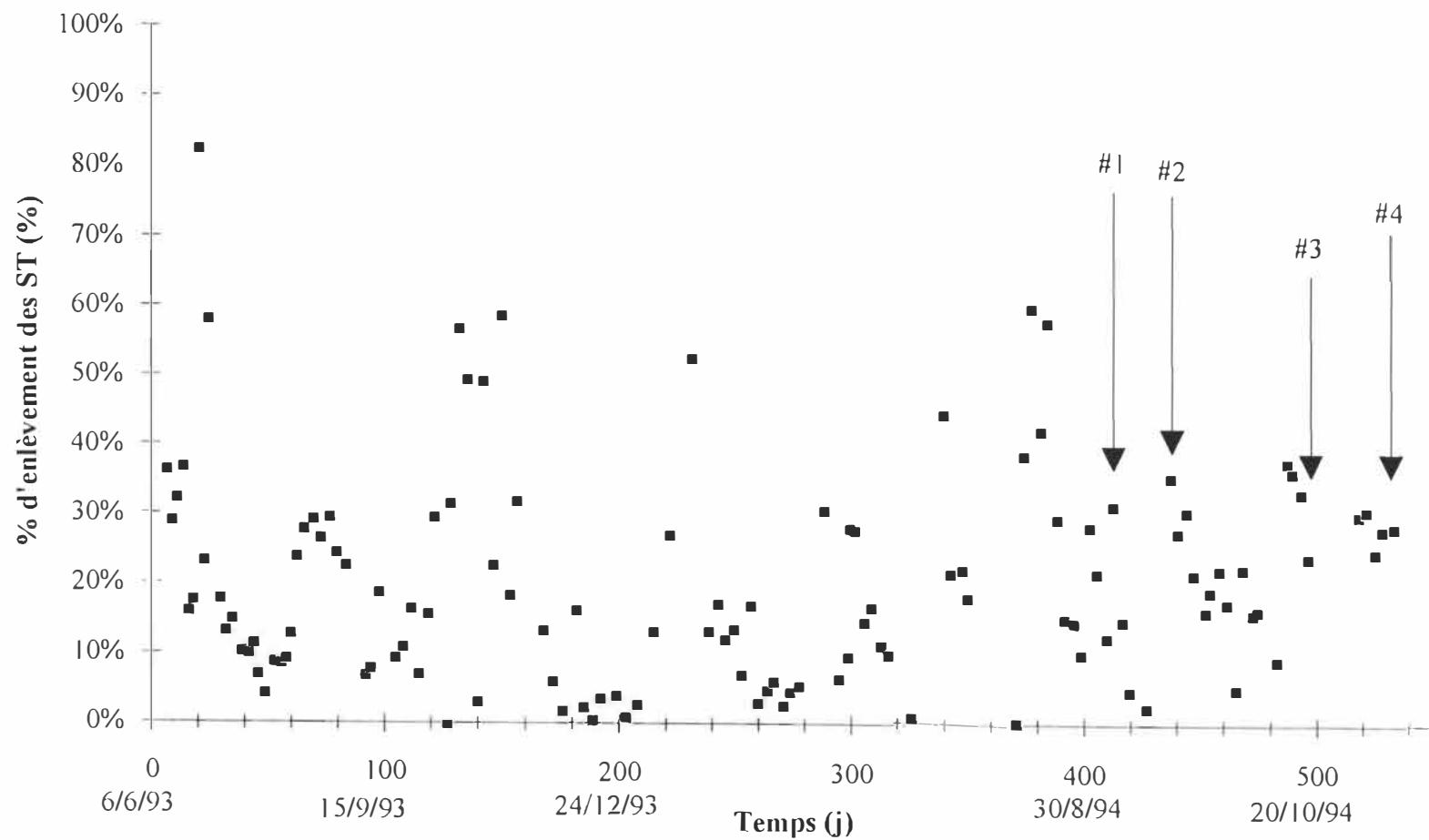


FIGURE 5.57 Variation du % d'enlèvement des ST pour le SBAC

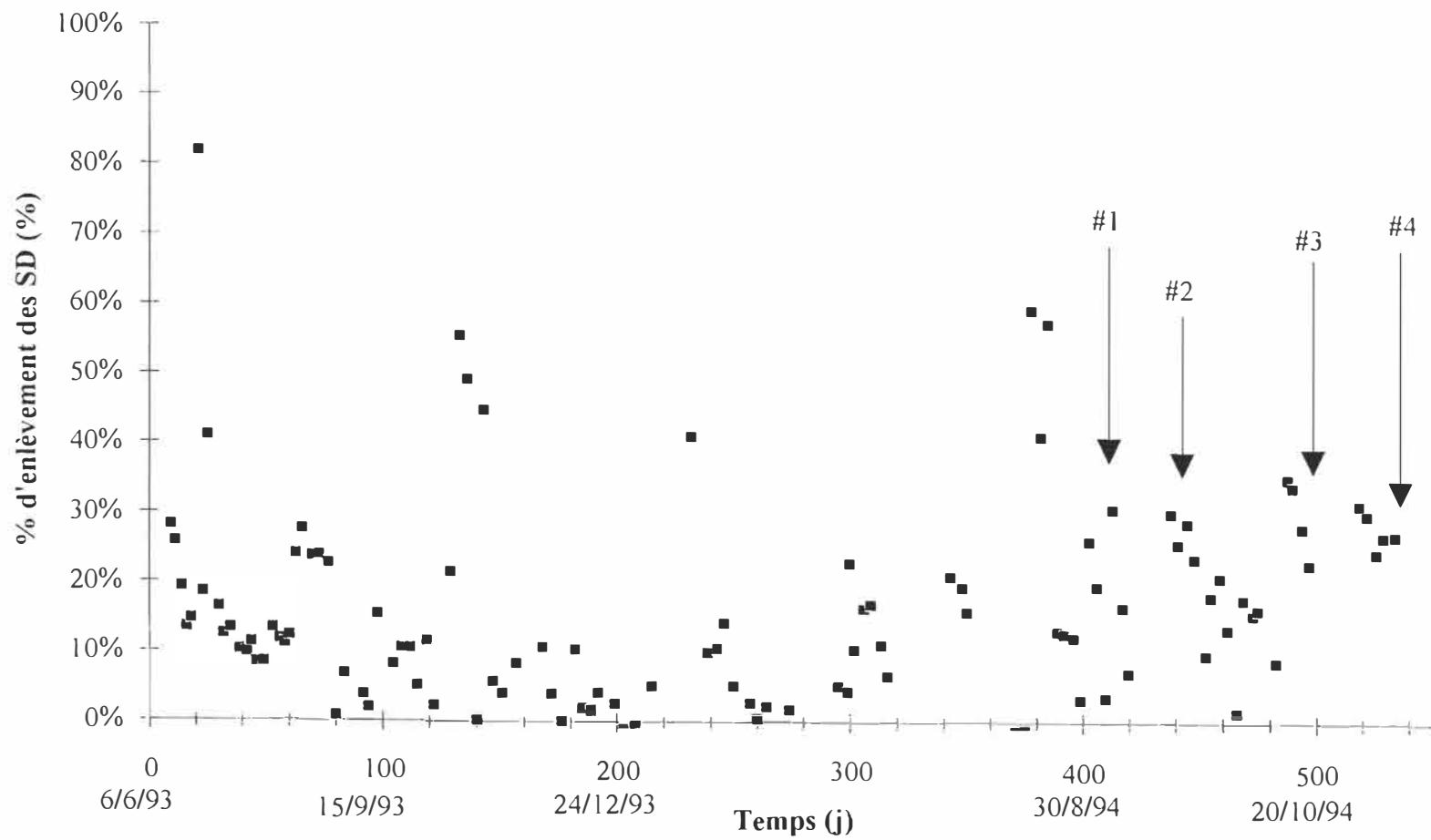


FIGURE 5.58 Variation du % d'enlèvement des SD pour le SBAC

TABLEAU 5.11 Conditions d'opération utilisées et les performances obtenues pour les différentes périodes d'équilibre atteintes avec le SBAC

Paramètre	TRH = 48 h TRB = 15 j Qair = 0,7 vvm	TRH = 36 h TRB = 15 j Qair = 0,6 vvm	TRH = 24 h TRB = 15 j Qair = 0,8 vvm	TRH = 24 h TRB = 15 j Qair = 0,8 vvm
SSLM (mg/L)	8 100 (6 300 - 10 000)	7 800 (7 400 - 8 600)	12 000 (9 000 - 15 000)	14 800 (11 800 - 17 800)
% enl. de DCO (%)	68 (48 - 88)	40 (21 - 59)	59 (47 - 73)	67 (65 - 69)
% enl. de DBO ₅ (%)	95 (93 - 96)	62 (43 - 80)	91 (82 - 91)	92 (89 - 95)
Enl. des SS (%)	82 (75 - 88)	17 (0 - 88)	68 (72 - 82)	35 (6 - 64)
Enl. des ST (%)	30 (18 - 42)	17 (0 - 50)	33 (23 - 42)	28 (25 - 31)
Enl. des SD (%)	25 (10 - 40)	18 (0 - 48)	30 (21 - 39)	28 (24 - 31)
CL-50 48 heures (daphnies)	38,1	20,0	N.D.	35,4
Enl. des extractibles (%)	70	> 98	N.D.	79

N.B.: Les chiffres entre parenthèses indiquent l'intervalle de confiance à 95%
La notation ">" signifie que la limite de détection a été atteinte

Finalement, concernant l'enlèvement des extractibles, tous les résultats obtenus sont inférieurs à ceux du BRM #2 (tableau 5.11). Le tableau 5.11 résume les conditions d'opération utilisées et les performances obtenues pour les différentes périodes d'équilibre atteintes pour le SBAC.

5.5 Comparaison des performances des différents bioréacteurs

La première comparaison consiste à évaluer les gains réels obtenus pour des conditions identiques d'opération (TRH = 48, 36 et 24 heures et TRB = 15 jours) pour le BRM #2 et le SBAC. Pour les essais à un TRH de 48 heures, on note un enlèvement supérieur de la DCO dans le BRM #2 comparativement au SBAC. Par contre, l'enlèvement de la DBO_5 est identique à celui obtenu dans le BRM #2 et le SBAC. Pour l'enlèvement des solides en suspension, le BRM #2 est plus performant que le SBAC tel que prévu. La séparation par membrane est évidemment beaucoup plus sélective que la décantation et elle est indépendante des caractéristiques des boues (en terme de flocculation et de décantabilité). On remarque des gains similaires à ceux obtenus pour l'enlèvement de la DCO pour les performances d'enlèvement des solides totaux et des solides dissous.

C'est au niveau de la toxicité et de l'enlèvement des extractibles où l'écart est le plus marquant entre les deux systèmes. Le BRM est donc nettement plus performant pour l'enlèvement de la toxicité et des extractibles. Ces excellentes performances étaient prévisibles compte-tenu des résultats obtenus avec les membranes seules (voir les résultats avec la liqueur mixte concentrée, section 5.2.3, p.78). Le tableau 5.12 résume les performances obtenues avec ces deux bioréacteurs à un TRH de 48 heures.

Pour un TRH de 36 heures, les performances d'enlèvement de la DCO, de la DBO_5 , de SS et de la toxicité avec le BRM #2 sont nettement supérieures à celles obtenues avec le SBAC. Les écarts de performance obtenus entre le BRM et le BA sont à peu près les mêmes que ceux obtenus à un TRH de 48 heures pour les SD et les ST. Pour ce qui est de l'enlèvement des extractibles, ils sont identiques à près de 100%. On peut donc voir que l'écart se creuse beaucoup plus entre les deux bioréacteurs pour le TRH = 36 heures comparativement au TRH = 48 h. Ces différences de performance s'expliquent entre autres par les enlèvements obtenus par les membrane seules tel que décrit à la section 5.2.3.

TABLEAU 5.12 Comparaison des performances entre le BRM #2 et le SBAC pour un TRH de 48 heures et Qair = 0,7 vvm (TRB = 15 jours)

Paramètre	BRM #2	SBAC
SSLM (mg/L)	13 000 (7 700 - 18 200)	8 100 (6 300 - 10 000)
Enl.de DCO (%)	82 (68 - 97)	76 (69 - 84)
Enl.de DBO ₅ (%)	96 (94 - 97)	95 (93 - 96)
Enl. des SS (%)	99 (98 - 99)	82 (75 - 88)
Enl. des ST (%)	40 (33 - 48)	30 (18 - 42)
Enl. des SD (%)	35 (27 - 43)	25 (10 - 40)
CL-50 48 heures (daphnies)	63,8	38,1
Enl. des extractibles (%)	90	70

N.B.: Les chiffres entre parenthèses indiquent l'intervalle de confiance à 95%

Le tableau 5.13 résume les performances obtenues avec ces deux bioréacteurs à un TRH de 36 heures.

Pour un TRH de 24 heures, les performances d'enlèvement pour les différents critères de performance avec le BRM #2 sont, en général, supérieures à celles du SBAC mais de façon moins importante que pour un TRH de 36 heures. Cette baisse de l'écart entre les deux bioréacteurs peut probablement être attribuée à l'augmentation du débit d'aération utilisé.

TABLEAU 5.13 Comparaison des performances entre le BRM #2 et le SBAC pour un TRH de 36 heures et Qair = 0,6 vvm (TRB = 15 jours)

Paramètre	BRM #2	SBAC
SSLM (mg/L)	14 200 (13 000 - 15 500)	7 800 (7 400 - 8 600)
Enl. de DCO (%)	68 (62 - 74)	40 (21 - 59)
Enl. de DBO _s (%)	87 (81 - 92)	62 (43 - 80)
Enl. des SS (%)	98 (97 - 99)	17 (0 - 88)
Enl. des ST (%)	32 (29 - 35)	17 (0 - 50)
Enl. des SD (%)	30 (27 - 32)	18 (0 - 48)
CL-50 48 heures (daphnies)	70,7	20,0
Enl. des extractibles (%)	> 98	> 98

N.B.: Les chiffres entre parenthèses indiquent l'intervalle de confiance à 95%

Le tableau 5.14 résume les performances obtenues avec ces deux bioréacteurs à un TRH de 24 heures.

La deuxième comparaison fut utilisée pour mesurer l'effet de l'âge de boues sur l'efficacité des bioréacteurs à membranes. Trois âges de boues furent testés, soient 40 jours (BRM #1), 15 jours (BRM #2) et 8 jours (Plane #1) et ce pour trois différents TRH (24, 36 et 48 heures). Pour le TRH de 48 heures, les performances d'enlèvement de la DBO_s, de la DCO, des SS, des extractibles et de la toxicité du BRM #1 et du BRM #2 sont toutes très élevées et semblables.

TABLEAU 5.14 Comparaison des performances entre le BRM #2 et le SBAC pour un TRH de 24 heures Qair = 0,8 vvm (TRB = 15 jours)

Paramètre	BRM #2	SBAC (1er essai)	SBAC (2ième essai)
SSLM (mg/L)	24 200 (17 100 - 31 300)	12 000 (9 000 - 15 000)	14 800 (11 800 - 17 800)
Enl. de DCO (%)	80 (78 - 81)	59 (47 - 73)	67 (65 - 69)
Enl. de DBO ₅ (%)	96 (94 - 97)	91 (82 - 100)	92 (89 - 95)
Enl. des SS (%)	99 (98 - 100)	68 (40 - 96)	35 (6 - 64)
Enl. des ST (%)	36 (27 - 46)	33 (23 - 42)	28 (25 - 31)
Enl. des SD (%)	32 (23 - 42)	30 (21 - 39)	28 (24 - 31)
CL-50 48 heures (daphnies)	70,7	N.D.	35,4
Enl. des extractibles (%)	100	N.D.	79

N.B.: Les chiffres entre parenthèses indiquent l'intervalle de confiance à 95%

On peut donc voir que, peu importe l'âge de boues utilisé, l'enlèvement obtenu est presque maximum. Au niveau des performances d'enlèvement des solides totaux et des solides dissous, les performances sont moins bonnes mais très similaires. Toutefois, les flux de perméat obtenus avec le BRM #2 sont nettement supérieurs à ceux du BRM #1. Cette différence de flux, pour la première série d'essais, à un niveau comparable de SSLM, peut s'expliquer par la différence entre les débits d'aération entre le BRM #1 et le BRM #2 (BRM #2 > BRM #1). Pour la deuxième série, la différence de flux s'explique par la grande différence entre les concentrations des SSLM en présence.

Pour ce qui est du Plane #1, les performances d'enlèvement de la DBO₅, de la DCO, des ST et des SD sont inférieures à celles des BRM #1 et BRM #2. Cette différence est toutefois moindre pour les débits d'aération plus élevés. Donc, dans ce cas-ci, l'influence de l'âge de boues est plus importante. L'enlèvement des SS est pratiquement constant et maximum à près de 100% pour tous les bioréacteurs peu importe l'âge des boues et l'aération utilisés. Ceci est normal puisque cet enlèvement dépend uniquement du type de membranes utilisées. Pour ce qui est de l'enlèvement des extractibles et de la toxicité, l'une des valeurs obtenues (à 0,8 vvm) est très similaires à celles des deux BRM. Toutefois, dans ce cas ci, la baisse d'aération à 0,6 vvm a eu un effet très marqué sur la toxicité (chute importante de la CL-50) mais moindre sur l'enlèvement des extractibles. Les flux du Plane #1 sont similaires à ceux du BRM #2 pour les débits d'aération les plus élevés. Dans le cas des débits d'aération plus faibles, ceux-ci se rapprochent plutôt de ceux du BRM #1. Ces flux sont toutefois plus ou moins comparables compte-tenu de la différence entre la géométrie des membranes employées. Le tableau 5.15 résume les performances obtenues avec ces trois bioréacteurs pour les trois âges de boues testés à un TRH de 48 heures.

Pour le TRH de 36 heures, les performances d'enlèvement de la DBO₅ et de la DCO vont en diminuant au fur et à mesure que l'on diminue le TRB. Le passage de 40 jours à 15 jours semble toutefois avoir moins d'effet que celui de 15 à 8 jours. Pour ce qui est de l'enlèvement des SS, des SD, des ST et des extractibles, les performances sont toutes pratiquement constantes, peu importe les conditions testées. Au niveau de la toxicité, les performances obtenues avec les BRM #1 et #2 sont difficilement explicables. La seule explication possible serait une baisse de l'efficacité due à la grande concentration de SSLM dans le système. Pour ce qui est des résultats obtenus avec le Plane #1, ceux-ci sont plus en accord avec ce que l'on a vu auparavant concernant l'effet de l'aération et de l'âge des boues. Pour ce qui est des flux, on remarque les mêmes tendances que pour le TRH de 36 heures. Les mêmes explications que celles fournies à ce sujet pour un TRH de 48 heures concernant le niveau de SSLM s'appliquent ici également.

TABLEAU 5.15 Comparaison des TRB de 8, 15, et 40 jours pour un TRH = 48 heures

Paramètre	BRM #1 TRH=48 h TRB=40 j Qair = 0,6 vvm	BRM #1 TRH=48 h TRB=40 j Qair = 0,8 vvm	BRM #2 TRH=48 h TRB=15 j Qair = 0,7 vvm	Plane #1 TRH=48 h TRB=8 j Qair = 0,8 vvm	Plane #1 TRH=48 h TRB=8 j Qair = 0,6 vvm
FLUX (L/m ² /h)	4,0 (3,8 - 4,1)	3,8 (3,4 - 4,4)	12,9 (11,9 - 13,8)	10,4 (8,9 - 12,0)	4,8 (3,7 - 5,8)
SSLM (mg/L)	8 000 (6 000 - 9 900)	45 900 (42 000 - 49 800)	13 000 (7 700 - 18 200)	6 400 (5 100 - 7 700)	3 300 (2 900 - 3 600)
Enl. DCO (%)	85 (81 - 89)	79 (76 - 82)	82 (68 - 97)	77 (70 - 85)	60 (55 - 66)
Enl. DBO ₅ (%)	97 (97 - 98)	96 (92 - 100)	96 (94 - 97)	85 (78 - 92)	82 (76 - 87)
Enl. SS (%)	99 (98 - 99)	99 (98 - 100)	99 (98 - 99)	95 (92 - 98)	96 (92 - 100)
Enl. ST (%)	43 (36 - 50)	37 (33 - 40)	40 (33 - 48)	31 (23 - 40)	18 (15 - 20)
Enl. SD (%)	37 (25 - 48)	33 (27 - 40)	35 (27 - 43)	27 (17 - 38)	16 (12 - 19)
CL-50 48 heures (daphnies)	70,7	62,0	63,8	67,6	35,4
CL-50 96 heures (truites)	70,7	70,7	76,1	N.D.	N.D.
Enl. extractibles (%)	> 99	89	> 90	> 99	83

N.B.: Les chiffres entre parenthèses indiquent l'intervalle de confiance à 95%

Le tableau 5.16 résume les performances obtenues avec ces trois bioréacteurs pour les trois âges de boues testés à un TRH de 36 heures.

TABLEAU 5.16 Comparaison des TRB de 8, 15, et 40 jours pour un TRH = 36 heures

Paramètre	BRM #1 TRH=36 h TRB=40 j Qair = 0,7 vvm	BRM #2 TRH=36 h TRB=15 j Qair = 0,6 vvm	Plane #1 TRH=36 h TRB=8 j Qair = 0,7 vvm	Plane #1 TRH=36 h TRB=8 j Qair = 0,6 vvm
FLUX (L/m ² /h)	4,0 (3,8 - 4,3)	10,1 (9,1 - 11,0)	7,4 (6,0 - 8,5)	5,2 (4,6 - 5,9)
SSLM (mg/L)	27 100 (22 500 - 31 700)	14 200 (13 000 - 15 500)	5 100 (4 400 - 5 900)	3 800 (2 700 - 5 000)
Enl. DCO (%)	75 (71 - 79)	68 (62 - 74)	44 (33 - 56)	54 (47 - 60)
Enl. DBO ₅ (%)	95 (91 - 98)	87 (81 - 92)	66 (55 - 77)	68 (53 - 82)
Enl. SS (%)	98 (97 - 99)	98 (97 - 99)	94 (91 - 96)	93 (90 - 97)
Enl. ST (%)	28 (22 - 33)	32 (29 - 35)	24 (11 - 38)	27 (23 - 31)
Enl. SD (%)	25 (18 - 31)	30 (27 - 32)	22 (9 - 34)	25 (20 - 29)
CL-50 48 heures (daphnies)	46,3	70,7	40,3	16,6
Enl. extractibles (%)	> 98	> 98	> 98	75

N.B.: Les chiffres entre parenthèses indiquent l'intervalle de confiance à 95%

Pour le TRH de 24 heures, les performances d'enlèvement de la DCO et de la DBO₅ reflètent exactement les variations du débit d'aération. Les performances du BRM #2 sont donc nettement supérieures à celles du BRM #1 et du Plane #1 à un débit d'aération de 0,6 vvm. Pour l'essai avec 0,8 vvm d'aération avec le BRM #1, les performances obtenues sont très similaires à celles du BRM #2. Pour l'enlèvement des solides en suspension, celui-ci est relativement constant comme à l'habitude, à près de 100%. Les pourcentages d'enlèvement des solides totaux et des solides dissous suivent la même tendance. Les meilleures performances ont été obtenues avec les âges de boues et les

débits d'aération les plus élevés. La baisse de performance est toutefois plus notable pour le passage de l'âge de boues de 15 à 8 jours comparativement à celle de 40 à 15 jours. Au niveau de la toxicité, les performances obtenues avec les BRM #1 avec un débit d'aération de 0,6 vvm peuvent s'expliquer par la grande différence entre les débits d'aération utilisés. Concernant l'enlèvement des extractibles, l'enlèvement de ceux-ci est plus faible pour le BRM #1 que pour le BRM #2 et le Plane #1.

Pour ce qui est des résultats obtenus avec le Plane #1, ceux-ci sont plus en accord avec ce que l'on a vu auparavant concernant l'effet de l'aération et de l'âge des boues. Au niveau des flux, on remarque la même tendance que pour les TRH de 48 et 36 heures concernant l'effet de l'aération et de la concentration des SSLM. Le tableau 5.17 résume les performances obtenues avec ces trois bioréacteurs pour les trois âges de boues testés à un TRH de 24 heures.

Finalement, on peut comparer les performances obtenues avec le Plane #1 et le Plane #2 pour évaluer l'effet de la taille des pores (0,1 µm et 0,8 µm respectivement). Les flux obtenus avec le Plane #2 furent supérieurs à ceux du Plane #1 mais de façon moins importante que l'on aurait pu s'attendre, compte-tenu de la grande différence existante entre les tailles de pores. Ce point vient donc confirmer l'hypothèse du rôle important de la couche de biomasse qui se forme à la surface des membranes sur la sélectivité et la perte de flux rencontrées lors de l'utilisation prolongée des membranes.

Les concentrations des SSLM ont été supérieures dans le Plane #1 comparativement au Plane #2 ce qui est normal vu que les membranes utilisées ont une taille de pore inférieure. Curieusement, les niveaux d'enlèvement de la DCO et de la DBO₅ sont légèrement supérieurs dans le Plane #2 comparativement au Plane #1. Pour ce qui est des niveaux d'enlèvement des SS, des ST et des SD, ceux-ci sont pratiquement identiques. On peut donc dire que de façon générale, les résultats obtenus avec ces deux types de membranes sont très comparables. Le tableau 5.18 résume les performances obtenues avec ces deux bioréacteurs.

TABLEAU 5.17 Comparaison des TRB de 8, 15, et 40 jours pour un TRH = 24 heures

Paramètre	BRM #1 TRH=24 h TRB=40 j Qair = 0,6 vvm	BRM #1 TRH=24 h TRB=40 j Qair = 0,8 vvm	BRM #2 TRH=24 h TRB=15 j Qair = 0,8 vvm	Plane #1 TRH= 24 h TRB=8 j Qair = 0,6 vvm
FLUX (L/m ² /h)	4,2 (3,4 - 4,9)	3,9 (3,5 - 4,4)	9,4 (8,3 - 10,5)	5,5 (4,4 - 6,6)
SSLM (mg/L)	29 200 (22 100 - 36 200)	46 800 (43 500 - 50 000)	24 200 (17 100 - 24 200)	3 700 (2 900 - 4 500)
Enl. DCO (%)	56 (45 - 67)	71 (68 - 75)	80 (78 - 81)	49 (39 - 59)
Enl. DBO ₅ (%)	71 (55 - 87)	90 (87 - 94)	96 (94 - 97)	54 (44 - 65)
Enl. SS (%)	96 (90 - 100)	97 (95 - 100)	99 (98 - 100)	94 (90 - 98)
Enl. ST (%)	34 (27 - 41)	41 (37 - 45)	36 (27 - 46)	29 (20 - 38)
Enl. SD (%)	30 (23 - 38)	38 (35 - 42)	32 (23 - 42)	25 (15 - 35)
CL-50 48 heures (daphnies)	35,4	70,7	70,7	22,1
CL-50 96 heures (truites)	2,2	70,7	70,7	N.D.
Enl. extractibles (%)	85	75	100	91

N.B.: Les chiffres entre parenthèses indiquent l'intervalle de confiance à 95%

Conclusion

Les données obtenues avec le BRM #2 et le SBAC ont permis d'évaluer les gains réels obtenus par l'opération d'un BRM comparativement à celle d'un traitement conventionnel.

**TABLEAU 5.18 Comparaison des performances vs la taille des pores
(TRH = 48 h et TRB = 8 j)**

Paramètre	Plane #1 (0,1 µm) TRH=48 h TRB=8 j Qair = 0,8 vvm	Plane #2 (0,8 µm) TRH=48 h TRB=8 j Qair = 0,8 vvm
FLUX (L/m ² /h)	10,4 (8,9 - 12,0)	12,0 (10,1 - 13,9)
SSLM (mg/L)	6 400 (5 100 - 7 700)	6 700 (5 500 - 8 000)
Enl. de DCO (%)	77 (70 - 85)	82 (75 - 89)
Enl. de DBO ₅ (%)	85 (78 - 92)	89 (85 - 92)
Enl. des SS (%)	95 (92 - 98)	94 (90 - 98)
Enl. des ST (%)	31 (23 - 40)	32 (19 - 45)
Enl. des SD (%)	27 (17 - 38)	26 (13 - 38)

N.B.: Les chiffres entre parenthèses indiquent l'intervalle de confiance à 95%

Il fut montré que ces gains sont surtout significatifs pour de faibles TRH et aussi pour l'enlèvement de la toxicité et des SS en général. Ces bonnes performances sont directement liées aux caractéristiques des membranes utilisées tel que démontré à la section 5.2.3. Au niveau des comparaisons concernant l'âge des boues, on peut dire de façon générale que les performances obtenues avec le BRM #1 et le BRM #2 sont relativement semblables. Pour le Plane #1, la démarcation est toutefois très nette et les performances d'enlèvement sont toujours inférieures aux deux autres BRM. L'âge de boues de 8 jours est donc insuffisant pour maintenir des performances acceptables pour le traitement d'un affluent aussi chargé. Finalement, au niveau de la comparaison entre le Plane #1 et le Plane #2, on observe, de façon générale, que les résultats obtenus avec

ces deux types de membranes sont très comparables. Ces résultats viennent donc encore une fois confirmer, l'importance de la couche de biomasse qui se forme à la surface des membranes. Cette couche permet d'obtenir des performances d'enlèvement comparables avec des membranes ayant des seuils de coupure très différents.

5.6 Applicabilité des modèles classiques

L'applicabilité des modèles classiques a été vérifiée pour chacun des bioréacteurs à membranes et pour le système de traitement conventionnel. Par la suite, l'applicabilité fut testée de façon globale pour toutes les périodes d'équilibre obtenues avec les bioréacteurs à membranes. Finalement, une comparaison entre les résultats obtenus à l'Université du Québec à Trois-Rivières et ceux de la compagnie Tembec à Témiscaming fut réalisée. La méthode employée fut la suivante:

5.6.1 Modélisation du taux d'enlèvement du substrat

Au niveau de l'applicabilité des modèles classiques, les formes les plus employées de la relation de Monod ont été testées. Le modèle de Monod est un modèle empirique très proche de la loi de Michaelis-Menten relative aux réactions enzymatiques. Quatre différents modèles ont été testés pour vérifier l'applicabilité de ceux-ci soient; les trois modèles compris dans le modèle de Monod (le modèle du 1er ordre, la linéarisation de Lineweaver-Burk, et le modèle d'ordre zéro) et le modèle de Grau.

5.6.1.1 Modélisation des données recueillies à l'UQTR

Pour ce qui est du modèle du 1er ordre, celui-ci n'a pas donné de très bons résultats puisqu'il a généré des résultats impossibles (pente négative) ou des coefficients de régression très faibles. Cette même situation s'est répétée avec la linéarisation de Lineweaver-Burk et le modèle de Grau. Ces trois modèles sont pourtant ceux qui

s'appliquent habituellement pour décrire les systèmes de boues activées conventionnels. Pour ce qui est du modèle d'ordre zéro, on obtient un taux d'enlèvement du substrat relativement constant pour chacun des âges de boues testés. Ceci porte à croire que c'est cette cinétique qui s'applique à la fois pour les bioréacteurs à membranes et pour le système de boues activées conventionnel.

Ces résultats obtenus avec les modèles classiques pourraient sembler surprenants à première vue puisqu'ils indiquent que la concentration en substrat dans l'effluent final est élevée (zone d'applicabilité du modèle d'ordre zéro (voir figure 2.4)). Il faut toutefois rappeler que la concentration initiale en substrat dans l'effluent traité était très élevée (voir tableau 4.1). Donc, malgré le fait que les pourcentages d'enlèvement de la DBO₅ soient demeurés très élevés pour l'ensemble des conditions d'opération testées, la concentration en substrat dans l'effluent final est demeurée élevée comparativement à d'autres types d'effluents papetiers. La concentration en substrat dans le milieu (bioréacteur) n'a donc jamais été limitante, ce qui explique l'applicabilité du modèle d'ordre zéro. Le tableau 5.19 résume les résultats obtenus en modélisant les données expérimentales des différents bioréacteurs avec les modèles décrits précédemment.

Si l'on compare ces résultats avec ceux obtenus pour d'autres effluents de pâtes et papiers et des effluents domestiques pour la détermination de la constante "k" du modèle du premier ordre (voir tableau 5.20), on constate que les résultats obtenus sont nettement inférieurs à ceux trouvés dans la littérature. Ceci peut s'expliquer par le fait que comparativement aux systèmes de traitement conventionnels, la concentration de la biomasse présente dans les bioréacteurs à membranes est beaucoup plus élevée et, d'autre part, la charge à traiter étant très élevée et contenant possiblement des composés pouvant être toxiques pour les microorganismes, la dégradabilité de l'effluent diminue. Ces deux phénomènes expliquent la faible valeur de la constante trouvée pour le taux d'enlèvement du substrat. La présence d'une certaine proportion de microorganismes morts à l'intérieur des bioréacteurs (surtout pour le TRH de 40 jours) peut aussi expliquer en partie les résultats obtenus.

TABLEAU 5.19 Tableau synthèse des essais de modélisation avec différents modèles cinétiques pour les données de l'UQTR

Bioréacteur	BRM #1	BRM #2	Plane #1	Total BRM	SBAC
1er ordre $q = kS_e$	N.A.	N.A.	$k = 1,1 \times 10^{-5}$ $r = 0,40$	$k = 1,2 \times 10^{-5}$ $r = 0,42$	N.A.
Grau $q = k_1(S_e/S_o)$	N.A.	N.A.	$k_1 = 0,62$ $r = 0,34$	$k_1 = 0,65$ $r = 0,39$	N.A.
Linew.-Burk $q=q_{\max}$ $(S_e/(K_s+S_e))$	N.A.	N.A.	N.A.	$K_s = 31,70$ $q_{\max} = 0,23$ $r = 0,12$	N.A.
Ordre zéro $q = q_{\max}$	$q = 0,21$ (0,16 - 0,26)	$q = 0,31$ (0,24 - 0,37)	$q = 0,55$ (0,45 - 0,65)	$q = 0,36$ (0,30 - 0,41)	$q = 0,39$ (0,33 - 0,45)

N.B.: r : Coefficient de régression

N.A.: Modèle non-applicable (obtention d'une pente de droite négative)

(): Intervalle de confiance à 95%

Unité: $k = L/mg/j$, $r = (-)$, $k_1 = j^{-1}$, $K_s = mg/L$, $q = j^{-1}$, $q_{\max} = j^{-1}$

TABLEAU 5.20 Valeurs de la constante "k" trouvées dans la littérature pour le traitement d'effluents papetiers et domestiques

Référence	k (L/mg/j)	Description de l'effluent
Lo & al. (65)	0,0123	Effluent global de l'usine Domtar * de Donnacona
Lo & al. (65)	0,0129	Effluent de PTM de l'usine Domtar * de Donnacona
Lo & al. (65)	0,0099	Effluent de PTM de l'usine Domtar * de Dolbeau
Eckenfelder (66)	0,0029 - 0,0018	Effluent domestique
Ramalho (28)	0,017 - 0,03	Effluent domestique
Lo & al. (67)	0,011	Effluent de PCTM
Liu & al. (68)	0,0113	Effluent de PCTM
Lo & al. (69)	0,00055	Effluent de bisulfite

*: Maintenant connues sous le nom de Produits Forestiers Alliance

5.6.1.2 Modélisation des données obtenues à Tembec

Les conclusions tirées quant à l'applicabilité des modèles classiques sont les mêmes que dans le cas de la modélisation des données de l'UTQR (seul le modèle d'ordre zéro donne des résultats satisfaisants). Les raisons expliquant l'applicabilité de ce type de modèle sont aussi les mêmes que celles énoncées au paragraphe précédent. Toutefois, la valeur obtenue à Tembec pour q_{\max} (le taux d'enlèvement maximum du substrat) est beaucoup plus faible que celle trouvée à l'UQTR (0,094 vs 0,36 j^{-1}). Cette grande différence peut s'expliquer par le fait que le système de Tembec opérait en continu (avec variation du type d'affluent à traiter), alors que celui de l'UQTR a opéré avec un affluent correspondant à un seul grade de production et auquel les microorganismes ont pu mieux s'acclimater.

Il est donc normal d'obtenir un taux d'enlèvement plus élevé avec des microorganismes acclimatés. Un autre point pouvant expliquer cette différence est le fait que le système de Tembec a été opéré, dans l'ensemble, avec des âges de boues plus élevés. En effet, ceci a engendré des concentrations de biomasse dans le bioréacteur plus élevées que dans celles de l'UQTR ($\approx 30\,000 \text{ mg/L}$ vs $15\,000 \text{ mg/L}$). Puisque la concentration de la biomasse entre directement dans le calcul de q_{\max} au dénominateur, ceci peut aussi expliquer en partie la différence entre les niveaux d'enlèvement obtenus à Tembec et à l'UQTR. La présence d'une certaine proportion de microorganismes morts à l'intérieur des bioréacteurs (due aux âges de boues élevés utilisés) peut aussi expliquer en partie les résultats obtenus. Le tableau 5.21 illustre les résultats obtenus lors de la modélisation des données de Tembec.

TABLEAU 5.21 Tableau synthèse des essais de modélisation avec différents modèles cinétiques pour les données de Tembec

Modèle du 1er ordre $q = kS_e$	Linéarisation de Lineweaver-Burk $q = q_{max}(S_e/(K_s + S_e))$	Modèle de Grau $q = k_1(S_e/S_o)$	Modèle d'ordre zéro $q = q_{max}$
N.A.	$K_s = 25,59$ $q_{max} = 0,085$ $r = 0,18$	N.A.	$q = 0,094$ (0,083 - 0,104)

N.B.: r : Coefficient de régression

N.A.: Modèle non-applicable (obtention d'une pente de droite négative)

(): Intervalle de confiance à 95%

Unité: $K_s = \text{mg/L}$, $q_{max} = \text{j}^{-1}$, $r = (-)$, $q = \text{j}^{-1}$

5.6.2 Modélisation du taux de croissance de la biomasse

Suite aux résultats obtenus pour la modélisation du taux d'enlèvement spécifique du substrat où seul le modèle d'ordre zéro a été retenu pour modéliser le taux de croissance de la biomasse (tant pour les données de l'UQTR que pour celles de Tembec), on peut en déduire un seul taux de croissance moyen unique pour chaque période d'équilibre testée (calculé avec la formule décrite pour les réactions d'ordre zéro). Il en est de même pour la constante de production des boues "Y".

Le calcul de "Y" fut effectué de la façon suivante: $Y = \mu/q = \Delta X_v / ((S_o - S_e)Q_o)$

où Q_o = Débit d'alimentation du bioréacteur

La production de boues fut calculée en tenant compte de l'accumulation et des pertes de biomasse dans le temps ainsi:

$$\Delta X_v = (Q_w X_{v,a}) + ((X_{v,a})_t - (X_{v,a})_{t-1})V$$

où Q_w = Quantité de boues vidangées

Une valeur moyenne de celle-ci a donc été déterminée pour chaque période d'équilibre.

5.6.2.1 Modélisation des données recueillies à l'UQTR

Les résultats obtenus avec les données de l'UQTR sont montrés au tableau 5.22 ci-dessous.

TABLEAU 5.22 Tableau synthèse des calculs de μ et Y pour les données de l'UQTR

Bioréacteur	BRM #1	BRM #2	Plane #1	Total BRM	SBAC
TRB	40 jours	15 jours	8 jours	---	(15 jours)
μ	0,073 (0,055-0,090)	0,117 (0,089-0,144)	0,163 (0,136-0,190)	0,112 (0,102-0,135)	0,121 (0,088-0,153)
Y	0,39 (0,29-0,50)	0,45 (0,33-0,58)	0,35 (0,27-0,44)	0,40 (0,34-0,46)	0,39 (0,28-0,50)

N.B.: (): Intervalle de confiance à 95%

Unité: $\mu = j^{-1}$, $Y = g SSVLM/ g$ de substrat enlevé

Un point intéressant obtenu avec les données des différents bioréacteurs est la relation entre l'âge de boues et le taux de croissance de la biomasse. En effet, on observe que plus l'âge des boues augmente, plus le taux de croissance de la biomasse diminue. Pour ce qui est du coefficient de production de boues, celui-ci est relativement constant, autour de 0,40 g SSVLM/ g de substrat enlevé, pour tous les bioréacteurs à membranes. Si l'on compare ces valeurs avec celles obtenues dans la littérature, on constate que le coefficient moyen de production de boues trouvé est similaire ou faible comparativement aux données citées dans la littérature (voir tableau 5.23). Ceci est d'autant plus vrai, compte-tenu de la forte concentration de la biomasse dans le bioréacteur et de la forte charge de l'effluent traité.

TABLEAU 5.23 Valeurs de la constante "Y" trouvées dans la littérature pour le traitement d'effluents papetiers

Référence	Y	Description de l'effluent
Lo & al. (65)	0,37	Effluent de PTM de l'usine Domtar* de Donnacona
Lo & al. (65)	0,38	Effluent de PTM de l'usine Domtar* de Dolbeau
Ramalho (28)	0,50	Effluent de Kraft
Liu & al. (68)	0,54	Effluent de PCTM

N.B.: Unité: $\mu = j^{-1}$, $Y = g SSVLM/ g$ de substrat enlevé

*: Maintenant connues sous le nom de Produits Forestiers Alliance

Toutefois, la faible valeur du coefficient de production de boues obtenu avec le système de traitement par boues activées conventionnel diverge des valeurs habituellement observées. La valeur de Y obtenue est effectivement beaucoup plus faible (0,39 g SSVLM/ g de substrat enlevé) que ce que l'on retrouve dans la littérature pour des charges à traiter similaires (effluent de PCTM). Cette observation est cependant liée à l'utilisation de bioréacteurs pilotes de faibles volumes où la précision de la mesure des SSLM constitue un facteur important (28).

5.6.2.2 Modélisation des données recueillies de Tembec

Pour ce qui est des données de Tembec, le taux moyen de croissance de la biomasse (μ) obtenu fut de $0,049 j^{-1}$ et le coefficient de production de boues calculé fut de $0,53 g SSVLM/ g$ de substrat enlevé. Si l'on compare ces données avec celles de l'UQTR, on observe que le taux de croissance de la biomasse obtenu est inférieur au taux global trouvé à l'UQTR. Ceci peut s'expliquer par le fait que le bioréacteur de Tembec a été

opéré à des concentrations de SSLM beaucoup plus élevées que celui de l'UQTR et que la biomasse de Tembec contenait fort probablement une plus grande proportion de microorganismes morts à l'intérieur des bioréacteurs, du aux âges de boues élevés utilisés. En effet, comme on le sait, $\mu = (\Delta X_v/V)/X_{v,a}$ le taux de croissance de la biomasse est inversement proportionnel à la concentration de biomasse dans le bioréacteur.

Pour ce qui est du coefficient de production de boues (Y), il est supérieur à celui obtenu à l'UQTR. Dans ce cas, cette différence s'explique entre autre, par la grande différence entre les taux moyens d'enlèvement du substrat (q_{max}) obtenus à Tembec et à l'UQTR. Dans ce cas, $Y \approx \mu/q_{max}$, ce qui implique que Y est inversement proportionnel à q . Comme dans le cas pour les données de l'UQTR, il a été possible d'établir une relation entre l'âge de boues et le taux de croissance de la biomasse. En effet, même si les plages d'âge des boues testées étaient différentes (une plage d'âge des boues plus restreinte a été testée à Tembec), on peut également constater que plus l'âge des boues augmente, plus le taux de croissance de la biomasse diminue.

5.6.3 Modélisation du taux d'utilisation de l'oxygène

Comme dans le cas précédent, seul le modèle d'ordre zéro a été retenu pour modéliser le taux d'utilisation d'oxygène avec les données de l'UQTR. Donc, on obtient ainsi un taux d'utilisation d'oxygène moyen unique pour chaque période d'équilibre testée. Les résultats obtenus avec les données de l'UQTR sont montrés au tableau 5.24.

Ce tableau montre que les taux d'utilisation d'oxygène obtenus avec les BRM #1 et #2 sont très similaires à ceux du SBAC. Pour ce qui est du Plane #1, le taux d'utilisation d'oxygène est nettement supérieur aux deux autres. Cela est probablement dû aux très faibles âges de boues utilisés (les boues plus jeunes consomment plus d'oxygène).

TABLEAU 5.24 Tableau synthèse des calculs de TSUO pour les données de l'UQTR

Bioréacteur	BRM #1	BRM #2	Plane #1	Total BRM	SBAC
TSUO	0,35 (0,25 - 0,46)	0,34 (0,23 - 0,44)	0,63 (0,50 - 0,75)	0,44 (0,37 - 0,51)	0,35 (0,29 - 0,42)

N.B.: (): Intervalle de confiance à 95%

Unité: TSUO = g O₂/g SSVLM/j

Pour le taux d'utilisation d'oxygène, aucune donnée de Tembec n'a été utilisée puisque les méthodes employées pour mesurer ce paramètre étaient différentes dans les deux laboratoires.

5.7 Modélisations statistiques

Cette partie des travaux a été effectuée en deux volets. Tout d'abord, un design expérimental de type "D-Optimal" a été utilisé pour modéliser l'effet des principaux paramètres d'opération (temps de rétention hydraulique, temps de rétention des boues et débit d'aération) sur différents indicateurs de performances (en termes d'enlèvement). Cette modélisation fut effectuée à partir de la moyenne des performances obtenues lors des différentes périodes d'équilibre testées. Ces résultats sont présentés à la section 5.7.1. Par la suite, tous les résultats obtenus lors de l'opération des bioréacteurs furent soumis à la modélisation par régression multiple pour vérifier l'effets des principaux paramètres d'opération sur les performances des bioréacteurs et valider les modèles obtenus dans la première partie de la section 5.7.

5.7.1 Performance vs le design utilisé

Pour cette partie de l'analyse, l'effet de trois paramètres d'opération clés (temps de rétention hydraulique, temps de rétention des boues et débit d'aération) sur différents indicateurs de performance fut étudié. Les indicateurs analysés furent les suivants: Les enlèvements de la DCO, de la DBO_5 , des ST, des SD et des extractibles. La CL-50 pour les daphnies de l'effluent final a aussi été modélisée. Il est bon toutefois de rappeler que ces affirmations ne sont valides que pour la plage de conditions d'opération testée. Pour l'ensemble de cette section les détails statistiques sur les modèles de régression sont donnés à l'annexe IV.

5.7.1.1 Enlèvement de la DCO

La première étape pour la détermination des paramètres significatifs pour l'enlèvement de la DCO consiste en l'examen d'un diagramme de Pareto standardisé (voir figure 5.59). La ligne pointillée sur ce type de diagramme indique la limite de signification des paramètres. Cette limite est déterminée statistiquement à l'aide du test de Student ($\alpha = 0,05$) (70). Ce graphique montre qu'aucun des paramètres ne s'est avéré significatif. Si l'on analyse plus en profondeur les résultats obtenus, on constate que le TRH se situe dans la zone grise de signification (légèrement sous la limite de signification de 95% (entre 90 et 95%) selon le test de Fischer et le niveau de probabilité "p". Cette zone correspond à la zone située immédiatement à la gauche de la ligne pointillée sur le diagramme de Pareto standardisé. Il est toutefois bon de rappeler que ces affirmations ne sont valides que pour la plage des conditions d'opération testée.

Suite à ce premier traitement de données, on peut établir un modèle pouvant permettre d'estimer l'enlèvement de la DCO. Le premier modèle obtenu à l'aide des effets principaux fut le suivant:

$$\% \text{ Enl. de la DCO} = 69,0 + 7,3 \text{ TRH} + 5,8 \text{ TRB} + 6,1 Q_{air} \quad (r^2 = 0,55 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,40)$$

Il est bon de noter que dans ce modèle et pour tous les autres subséquents, chacun des paramètres est codifié sur une base variant de -1, pour le niveau inférieur, à +1, pour le niveau supérieur. La méthode à utiliser pour transformer ces équations exprimées en valeur relative en équations en valeur absolue est présentée à l'annexe III dans la section 3.

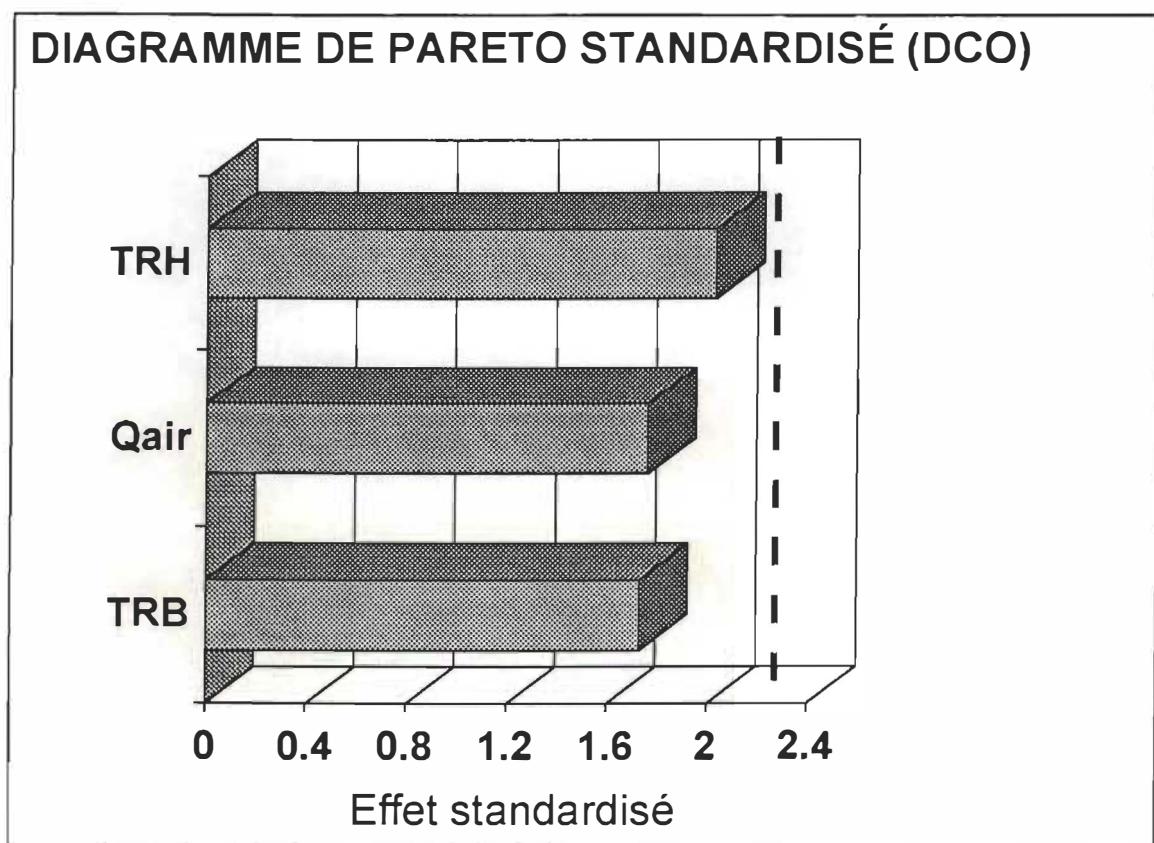


FIGURE 5.59: Diagramme de Pareto pour l'enlèvement de la DCO (effets principaux seulement)

On constate que les coefficients de régression au carré sont plutôt faibles, ce qui laisse croire que les phénomènes en présence régissant l'enlèvement de la DCO sont peu influencés par les paramètres testés et que la contribution des interactions et d'autres

paramètres externes au design jouent des rôles plus importants (par exemple la DCO à l'entrée). Ces résultats sont en partie explicables par le fait qu'une bonne partie de la DCO ne peut être enlevée par les microorganismes. Le TRH semble toutefois avoir une certaine influence sur le système (significatif à 93%).

Suite à cette première modélisation avec les effets principaux seulement, le même processus de traitement des donnés a été repris mais en ajoutant au modèle les effets des différentes interactions. Le diagramme de Pareto standardisé ainsi obtenu pour la modélisation de l'enlèvement de la DCO est présenté à la figure 5.60.

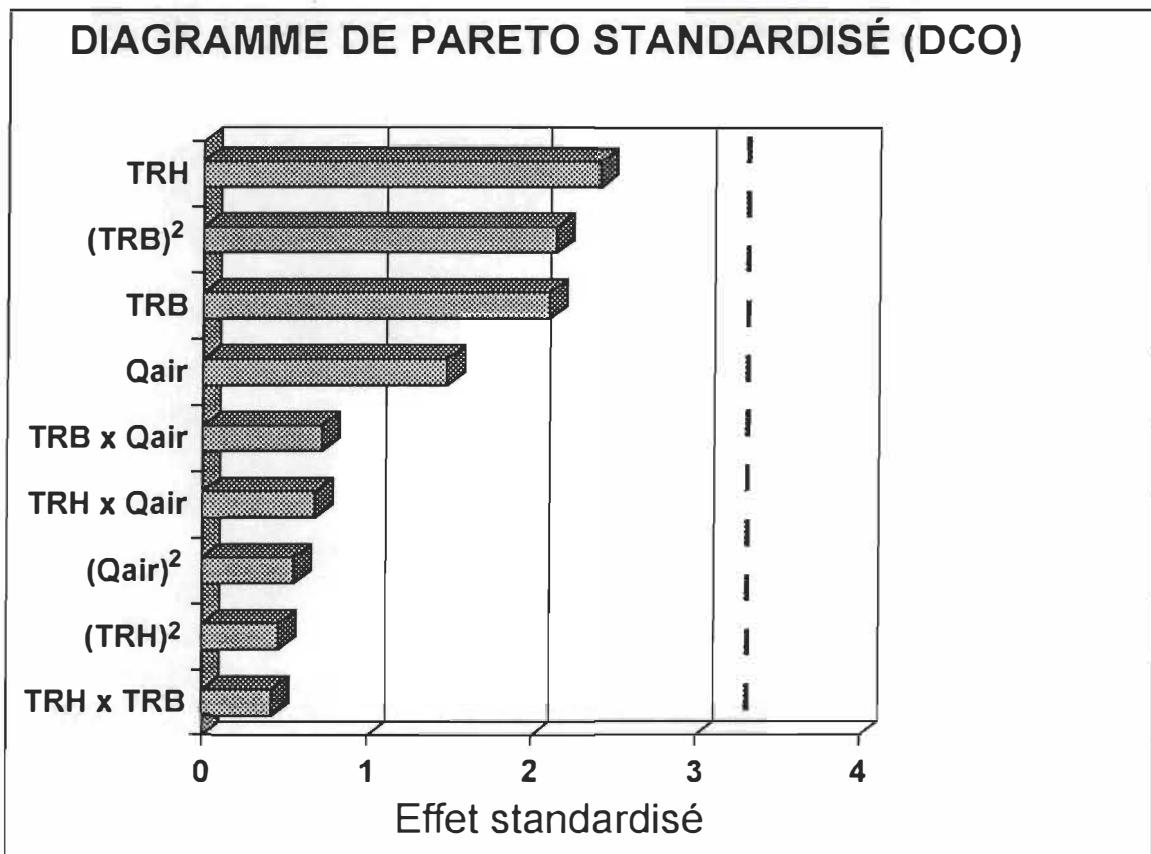


FIGURE 5.60 Diagramme de Pareto pour l'enlèvement de la DCO (effets principaux et interactions)

Dans ce cas, aucun des paramètres ne s'est révélé significatif. Toutefois, comme dans le cas précédent, si l'on analyse plus en profondeur les résultats obtenus, on constate que le TRH se situe dans la zone grise de signification selon le test de Fischer. Selon le niveau de proportion "p", le paramètre pourrait être rejeté. Ce cas étant à la limite, les résultats obtenus furent tout de même présentés. Les autres surfaces de réponse ne sont pas présentées ici puisque seulement le TRH a été reconnu comme étant à la limite de signification. Lorsqu'un seul des paramètres principaux a été reconnu significatif, la surface de réponse sera tracée avec le paramètre le plus près de la limite de signification. Si aucun des paramètres testés n'est reconnu comme significatif selon le diagramme de Pareto standardisé ou dans la "zone grise" des autres tests, les figures ne seront pas présentées. Il en sera de même pour les modèles résultants non significatifs dans ces cas spécifiques. Ce principe de présentation des résultats sera appliqué pour toute la section 5.7.1.

Le modèle représentant l'enlèvement de la DCO ainsi obtenu à l'aide des effets principaux et des interactions fut le suivant:

$$\begin{aligned} \% \text{ Enl. de la DCO} = & 82,3 + 7,9 \text{ TRH} + 6,8 \text{ TRB} + 4,8 Q_{\text{air}} + 1,5 (\text{TRH} \times \text{TRB}) \\ & - 2,4 (\text{TRH} \times Q_{\text{air}}) - 2,5 (\text{TRB} \times Q_{\text{air}}) + 3,2 (\text{TRH})^2 - 21,8 (\text{TRB})^2 \\ & + 4,1 (Q_{\text{air}})^2 \quad (r^2 = 0,88 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,54) \end{aligned}$$

Le coefficient de régression multiple au carré obtenu est élevé et celui ajusté est plus faible. L'augmentation du coefficient de régression au carré est plus faible que prévu, si l'on tient compte du r_{aj}^2 . Les explications énoncées pour le modèle incluant seulement les effets principaux semblent justifiées ici aussi. À l'aide de ce modèle, il est possible de tracer une surface de réponse permettant d'estimer l'enlèvement de la DCO en fonction d'un couple de paramètres donné (figure 5.61). Lors de la présentation de ce type de figure, le troisième paramètre (Q_{air}) n'est pas présenté puisqu'il est considéré comme négligeable.

ÉVALUATION DE LA FONCTION DE RÉPONSE

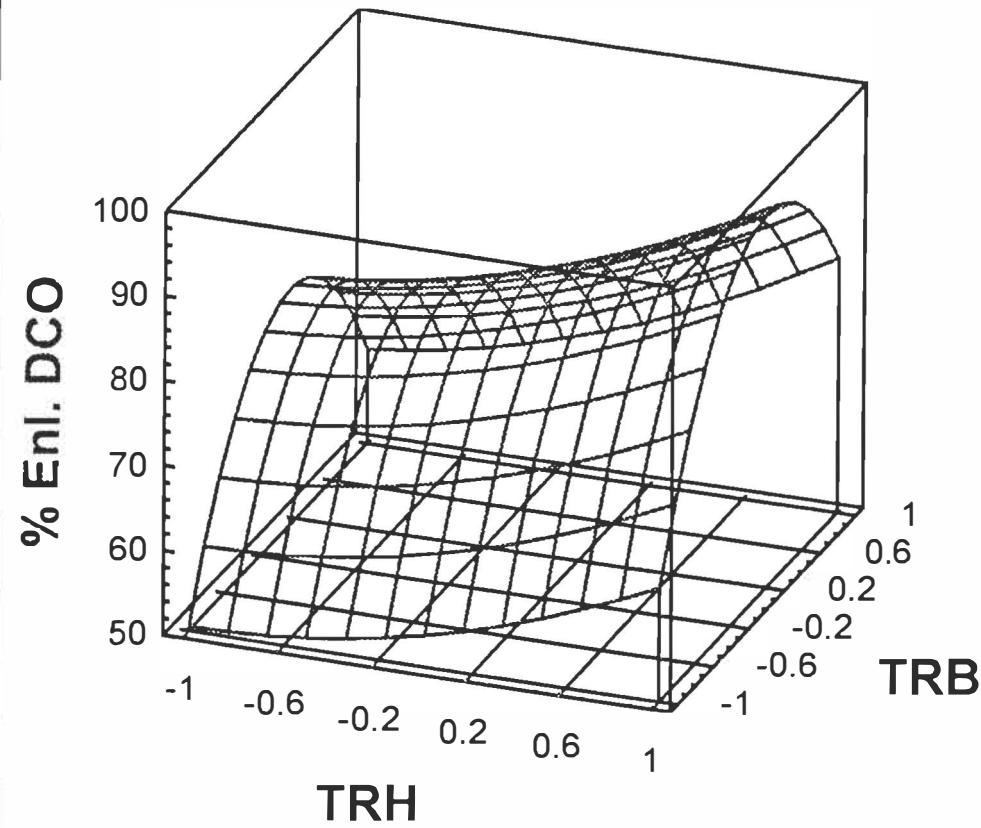


FIGURE 5.61 Surface de réponse de l'enlèvement de la DCO pour le couple de paramètres TRH - TRB (effets principaux et interactions)

5.7.1.2 Enlèvement de la DBO_5

La figure 5.62 présente le diagramme de Pareto standardisé pour l'enlèvement de la DBO_5 . Ce graphique montre qu'aucun des paramètres ne s'est avéré significatif. Si l'on analyse plus en profondeur les résultats obtenus, on constate que le TRH et le TRB se situent dans la zone grise de signification selon le test de Fischer et le niveau de probabilité "p".

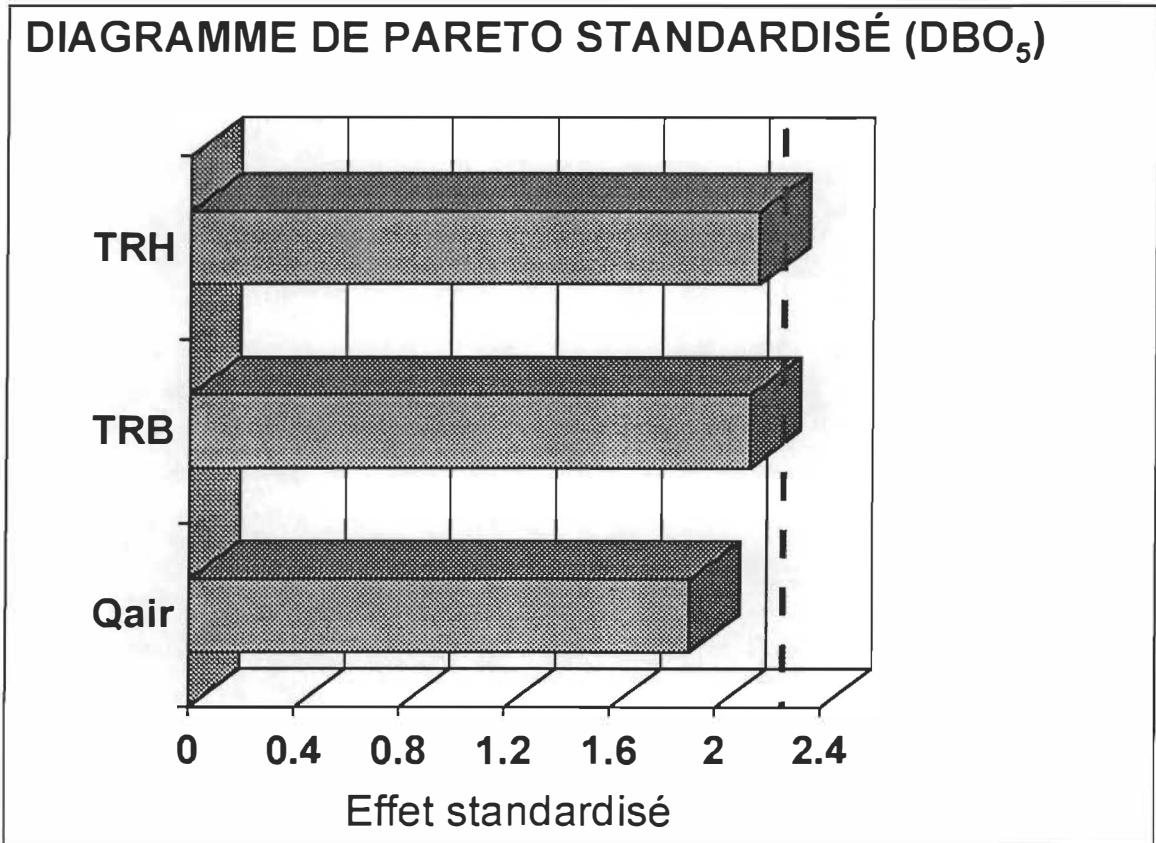


FIGURE 5.62 Diagramme de Pareto pour l'enlèvement de la DBO₅ (effets principaux seulement)

Suite à ce traitement de données, on a pu établir un modèle représentant l'enlèvement de la DBO₅. Le modèle obtenu à l'aide des effets principaux fut le suivant:

$$\% \text{ Enl. de la DBO}_5 = 84,6 + 7,5 \text{ TRH} + 6,8 \text{ TRB} + 6,4 \text{ Q}_{\text{air}} \quad (r^2 = 0,61 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,48)$$

Les coefficients de régression au carré obtenus sont plus élevés que ceux pour l'enlèvement de la DCO. Les paramètres testés ont donc plus d'influence sur cette réponse que dans le cas précédent. La partie résiduelle manquante du coefficient de régression au carré peut probablement être attribuable à l'effet de certaines interactions.

Suite à la modélisation avec les effets principaux seulement, le même processus de traitement a été repris mais en ajoutant au modèle les effets des différentes interactions. Le diagramme de Pareto standardisé ainsi obtenu est présenté à la figure 5.63. Cette figure montre que le TRB et le TRH, qui était dans la zone grise avec la modélisation avec les paramètres principaux, sont devenus significatifs dans le modèle incluant les interactions. De plus, l'interaction double du TRB s'est révélée aussi significative.

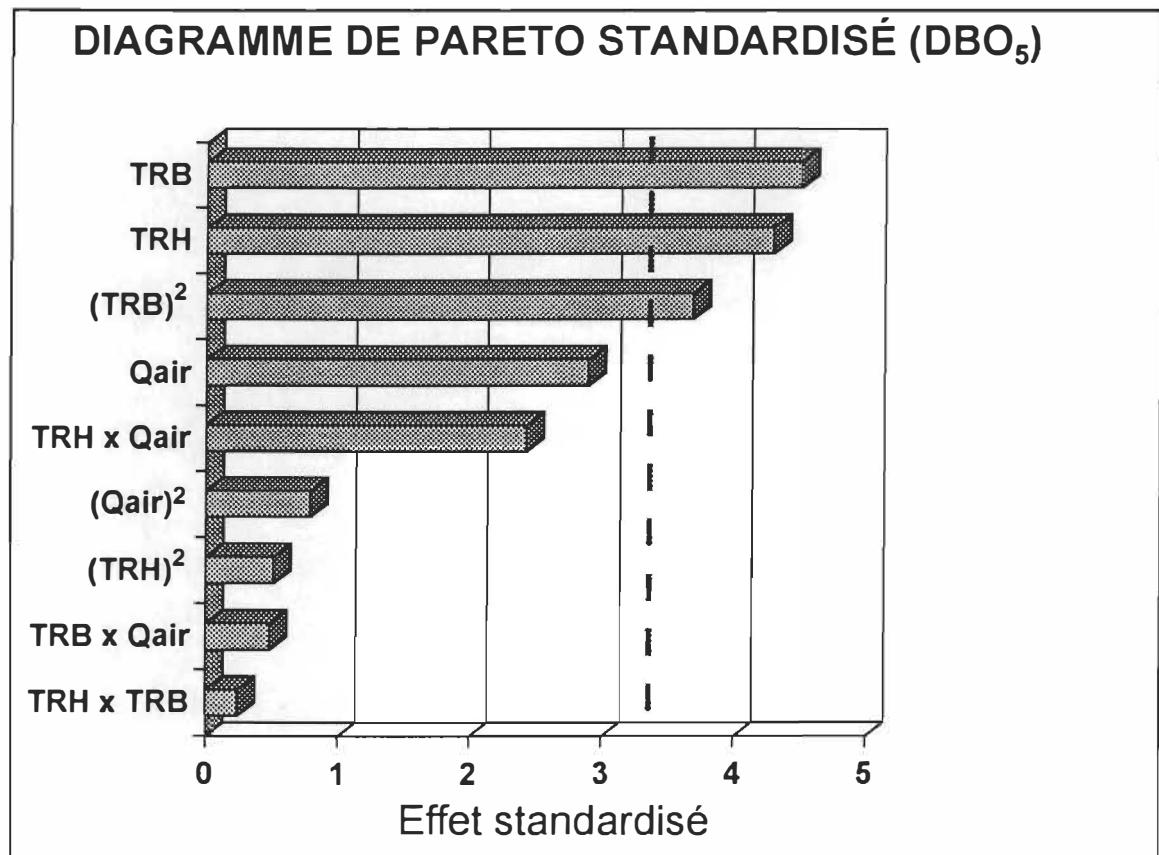


FIGURE 5.63 Diagramme de Pareto pour l'enlèvement de la DBO₅ (effets principaux et interactions)

Deux paramètres se retrouvent aussi dans la "zone grise" selon le test de Fischer et le niveau de probabilité "p". Il s'agit du débit d'aération (Q_{air}) et de l'interaction entre le TRH et Q_{air} . Le modèle obtenu en tenant compte des interactions fut le suivant:

$$\begin{aligned}\% \text{ Enl. de la DBO}_5 = & 102,2 + 8,4 \text{ TRH} + 8,7 \text{ TRB} + 5,6 Q_{\text{air}} - 0,5 (\text{TRH} \times \text{TRB}) \\ & - 5,0 (\text{TRH} \times Q_{\text{air}}) - 1,0 (\text{TRB} \times Q_{\text{air}}) - 2,1 (\text{TRH})^2 - 22,2 (\text{TRB})^2 \\ & + 3,5 (Q_{\text{air}})^2 \quad (r^2 = 0,96 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,85)\end{aligned}$$

Le fait d'ajouter les interactions à l'intérieur du modèle a augmenté la résolution de celui-ci (de 0,61 à 0,96 pour le r^2 et de 0,48 à 0,85 pour le r_{aj}^2). Le modèle représente donc très bien les phénomènes à modéliser dans ce cas. À l'aide de ce modèle, il est possible de tracer diverses surfaces de réponse permettant de prédire l'enlèvement de la DBO_5 en fonction d'un couple de paramètres donné (voir figure 5.64).

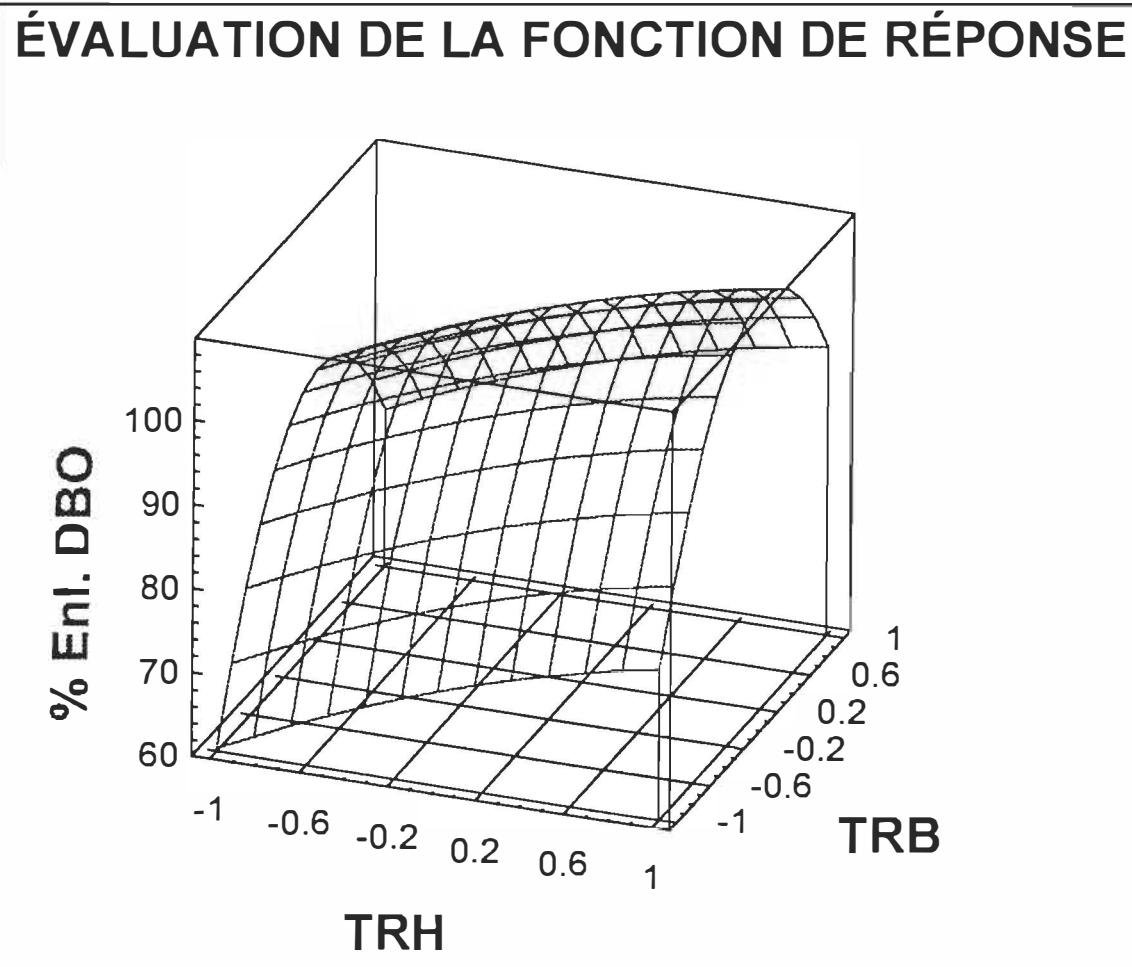


FIGURE 5.64 Surface de réponse pour l'enlèvement de la DBO_5 pour le couple de paramètres TRH - TRB (effets principaux et interactions)

5.7.1.3 Enlèvement des ST

La figure 5.65 présente le diagramme de Pareto standardisé pour l'enlèvement des solides totaux. Ce graphique montre qu'aucun des paramètres ne s'est avéré significatif. Si l'on analyse plus en profondeur les résultats obtenus, on constate que le TRB se situe dans la zone grise de signification selon le test de Fischer et le niveau de probabilité "p".

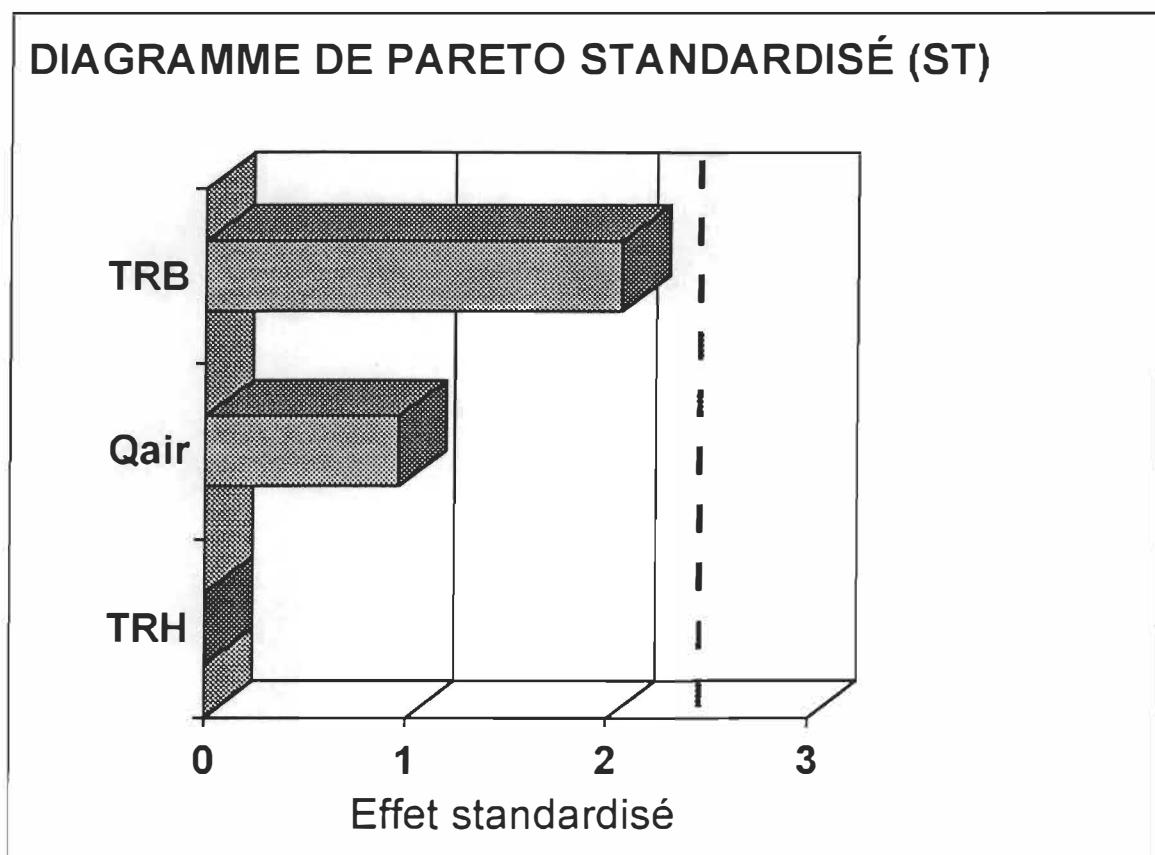


FIGURE 5.65 Diagramme de Pareto pour l'enlèvement des ST (effets principaux seulement)

Suite à ce traitement de données, on a pu établir un modèle représentant l'enlèvement des solides totaux. Le modèle obtenu à l'aide des effets principaux fut le suivant:

$$\% \text{ Enl. des ST} = 33,2 - 0,002 \text{ TRH} + 4,1 \text{ TRB} + 2,0 \text{ Q}_{\text{air}} \quad (r^2 = 0,40 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,21)$$

On observe aussi que les coefficients de régression au carré sont plutôt faibles ce qui laisse croire que les phénomènes en présence régissant l'enlèvement des ST sont peu influencés par les paramètres testés et que diverses interactions ou d'autres paramètres externes au design jouent des rôles plus importants (par exemple, les ST à l'entrée). Le TRB semble toutefois avoir une certaine influence sur l'enlèvement obtenue des ST. Suite à cette modélisation avec les effets principaux seulement, le même processus de traitement a été repris mais en ajoutant au modèle les effets des différentes interactions. Le diagramme de Pareto standardisé ainsi obtenu est présenté à la figure 5.66.

Aucun des paramètres ne s'est révélé significatif, ou situé dans la "zone grise", avec l'ajout des différentes interactions à l'intérieur du modèle. Le modèle n'a donc pas été retenu pour la modélisation et par conséquent, les surfaces de réponse n'ont pas été tracées.

5.7.1.4 Enlèvement des SD

La figure 5.67 présente le diagramme de Pareto standardisé pour l'enlèvement des solides dissous. Ce graphique montre que tout comme pour le ST, aucun des paramètres ne s'est avéré significatif. Ce résultat était prévisible puisque les ST et les SD sont intimement liés dans le cas des BRM puisque l'enlèvement de SS est toujours très près de 100%. Si l'on analyse plus en profondeur les résultats obtenus, on constate que le TRB se situe dans la zone grise de signification selon le test de Fischer et le niveau de probabilité "p". Suite à ce traitement de données, on a établi un modèle représentant l'enlèvement des solides totaux.

Le modèle obtenu à l'aide des effets principaux fut le suivant:

$$\% \text{ Enl. des SD} = 29,6 - 0,3 \text{ TRH} + 3,6 \text{ TRB} + 1,9 Q_{\text{air}} \quad (r^2 = 0,42 \text{ et } r_{\text{aj}}^2 = 0,23)$$

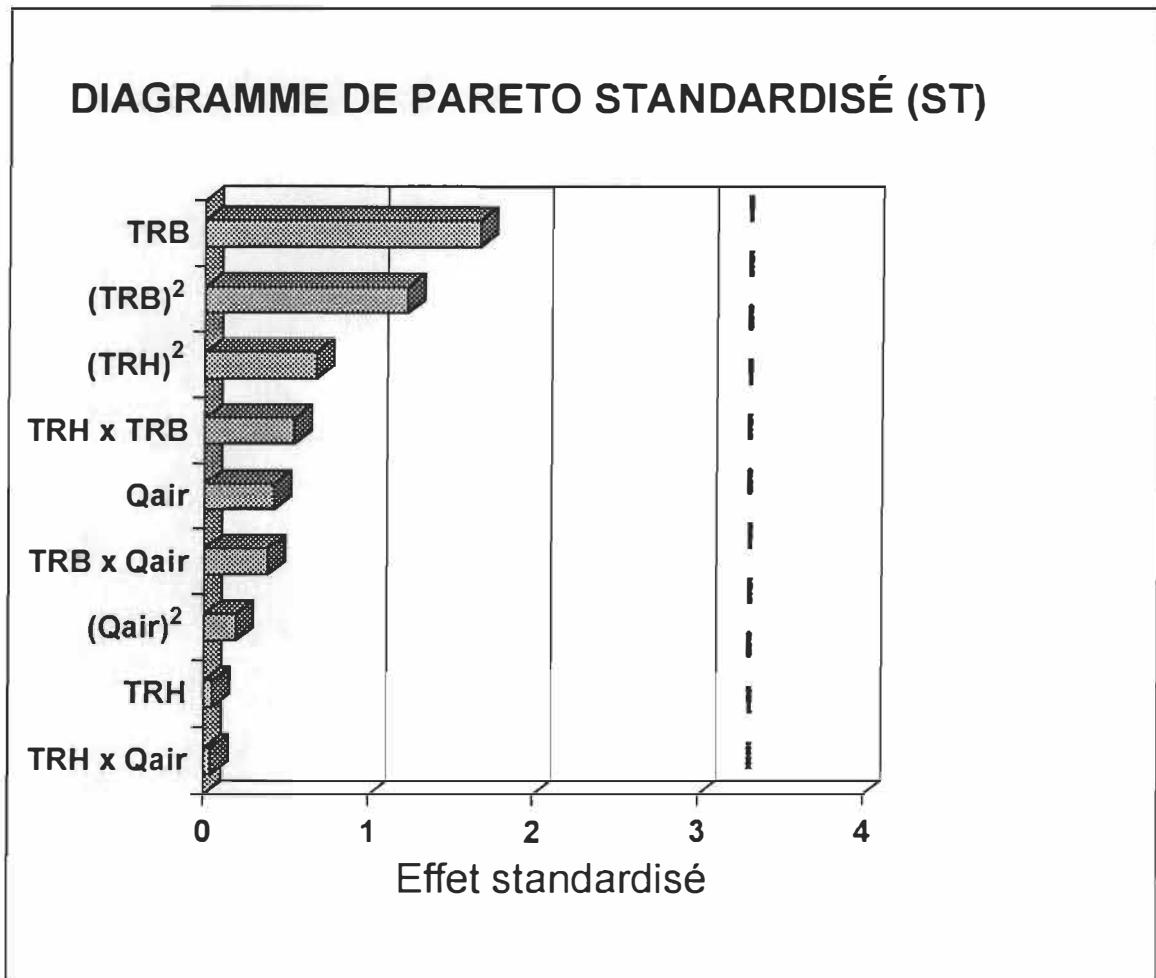


FIGURE 5.66 Diagramme de Pareto pour l'enlèvement des ST
(effets principaux et interactions)

Comme dans le cas des solides totaux, on constate que les coefficients de régression au carré sont plutôt faibles, ce qui laisse croire que les phénomènes en présence régissant l'enlèvement des SD sont peu influencés par les paramètres testés et que diverses interactions ou d'autres paramètres externes au design jouent des rôles plus importants

(par exemple, les SD à l'entrée). Le TRB semble toutefois avoir une certaine influence sur le système.

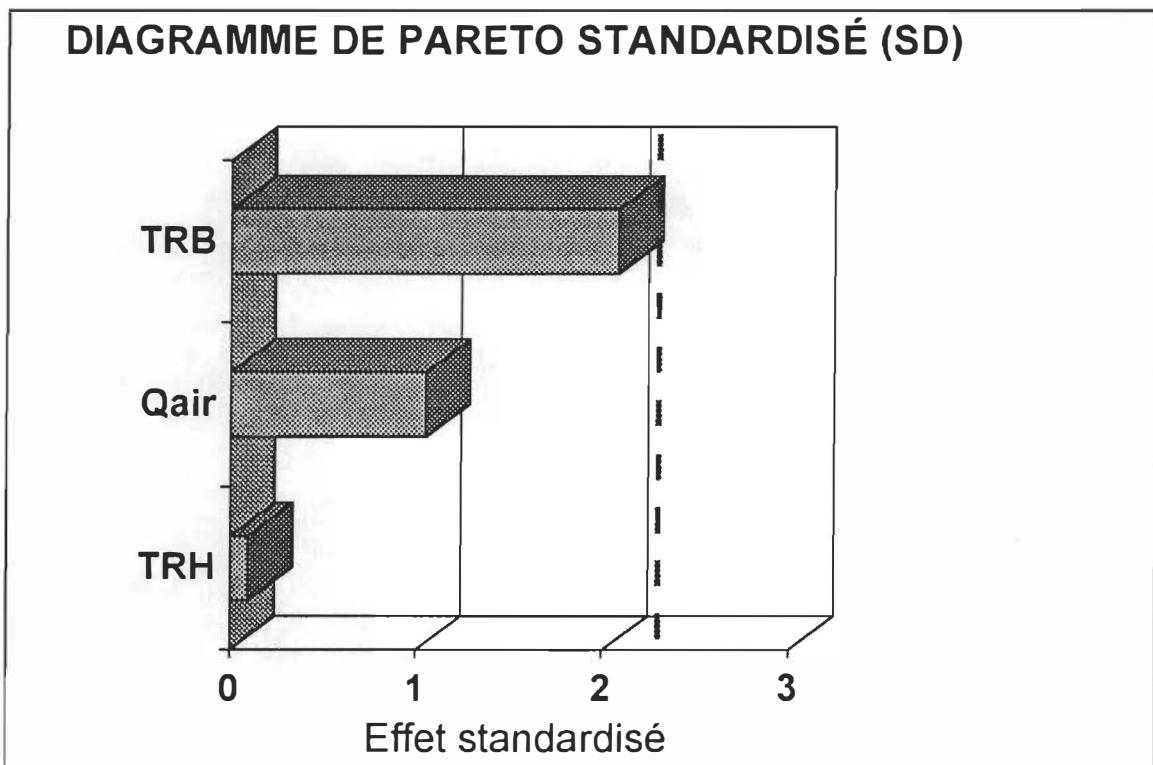


FIGURE 5.67 Diagramme de Pareto pour l'enlèvement des SD (effets principaux seulement)

Suite à cette modélisation avec les effets principaux seulement, le même processus de traitement a été repris mais en ajoutant au modèle les effets des différentes interactions. Le diagramme de Pareto standardisé ainsi obtenu est présenté à la figure 5.68.

Comme dans le cas de l'enlèvement des ST, aucun des paramètres ne s'est révélé significatif avec l'ajout des différentes interactions à l'intérieur du modèle. Le modèle n'a donc pas été retenu pour la modélisation et par conséquent, les surfaces de réponse n'ont pas été tracées.

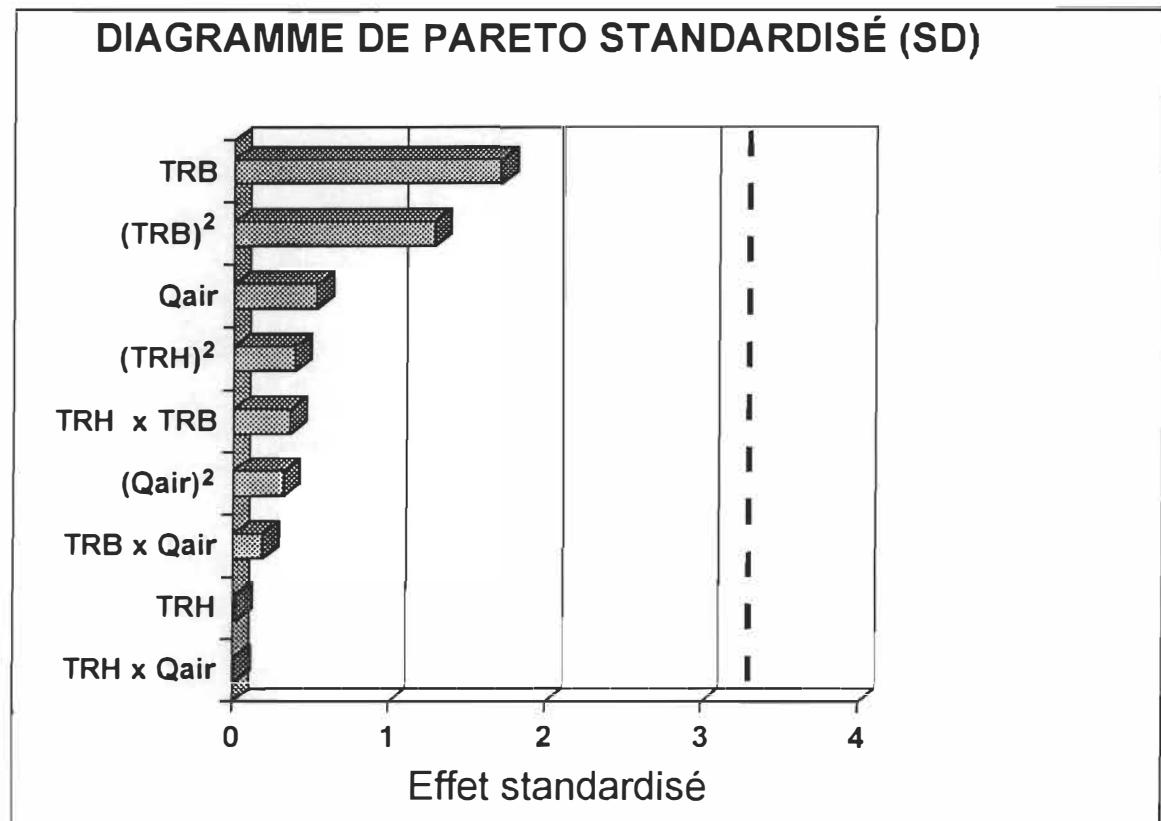


FIGURE 5.68 Diagramme de Pareto pour l'enlèvement des SD
(effets principaux et interactions)

5.7.1.5 CL-50 résiduelle pour les daphnies

La figure 5.69 présente le diagramme de Pareto standardisé pour la CL-50 résiduelle de l'effluent final. Ce graphique montre que le débit d'aération s'est révélé comme le seul paramètre significatif.

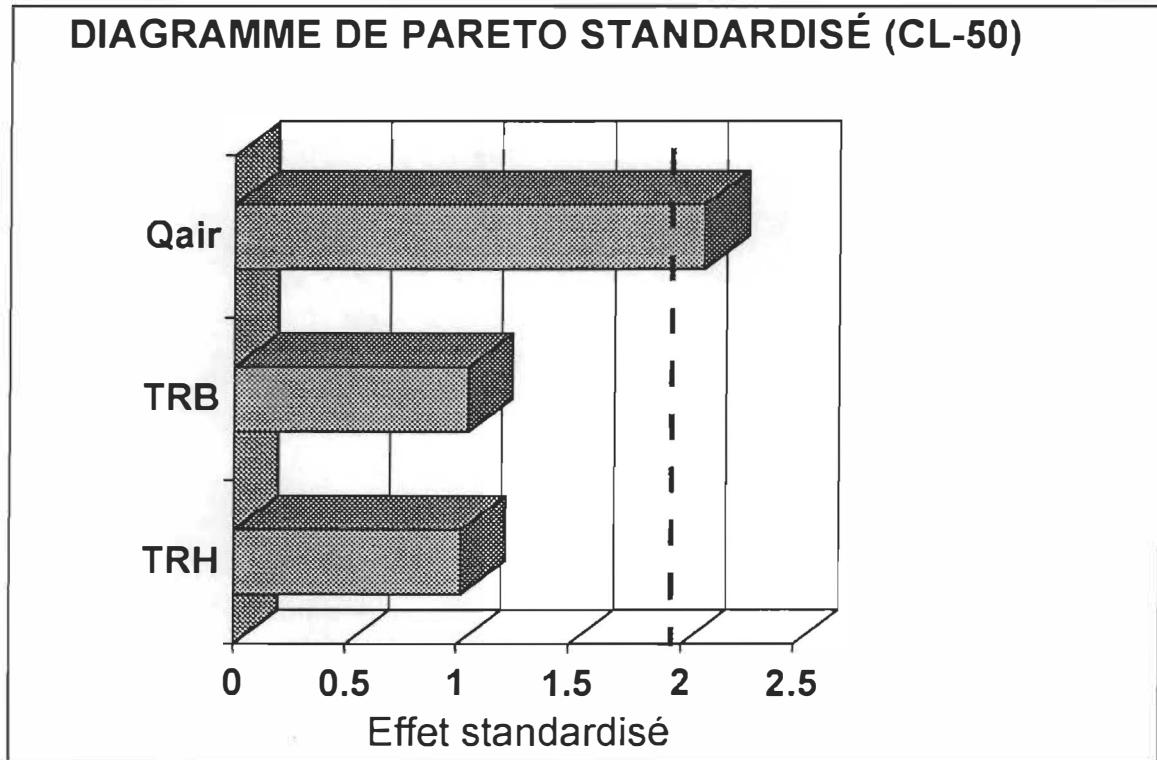


FIGURE 5.69 Diagramme de Pareto pour la CL-50 résiduelle de l'effluent pour les daphnies de l'effluent (effets principaux seulement)

Suite à ce traitement de données, on a établi un modèle représentant la CL-50 résiduelle de l'effluent pour les daphnies. Le modèle obtenu à l'aide des effets principaux est le suivant:

$$\text{CL-50} = 53,8 + 5,8 \text{ TRH} + 5,6 \text{ TRB} + 11,6 Q_{\text{air}} \quad (r^2=0,45 \text{ et } r_{\text{aj}}^2 = 0,27)$$

Malgré que le débit d'aération ait été reconnu comme significatif, on constate que les coefficients de régression au carré sont plutôt faibles. Ceci laisse croire que les phénomènes en présence régissant la CL-50 de l'effluent final sont peu influencés par les paramètres testés et que diverses interactions ou d'autres paramètres externes au design

jouent des rôles plus importants (par exemple, la concentration en acides gras et résineux de l'effluent).

Suite à la modélisation avec les effets principaux, le même processus de traitement a été repris en ajoutant au modèle les effets des interactions. Le diagramme de Pareto standardisé obtenu est présenté à la figure 5.70. Cette figure montre que l'interaction double du TRB s'est révélée significative. L'effet de Q_{air} reconnu comme significatif dans le modèle incluant les effets principaux seulement est aussi près de cette limite.

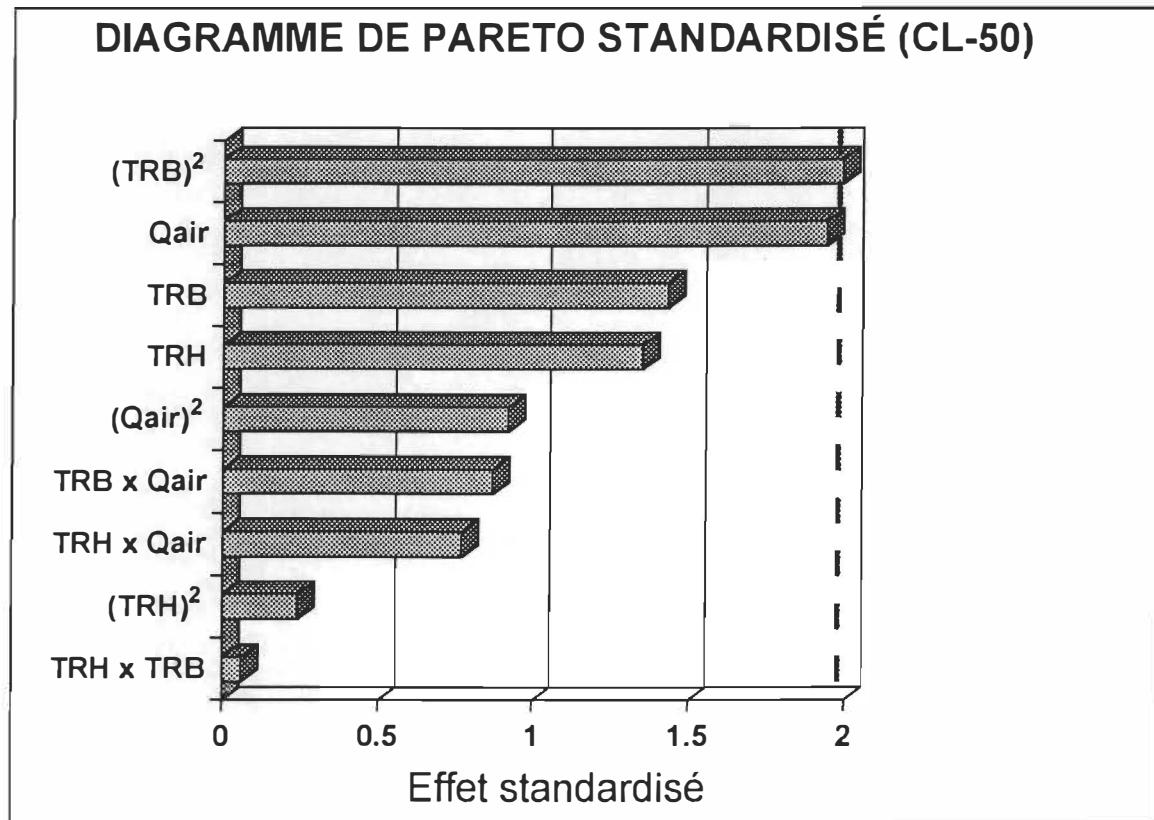


FIGURE 5.70 Diagramme de Pareto pour la CL-50 résiduelle de l'effluent pour les daphnies (effets principaux et interactions)

Le modèle obtenu en tenant compte des interactions fut le suivant:

$$\begin{aligned} \text{CL-50} = & 76,0 + 7,4 \text{ TRH} + 7,8 \text{ TRB} + 10,6 Q_{\text{air}} - 0,3 (\text{TRH} \times \text{TRB}) \\ & - 4,5 (\text{TRH} \times Q_{\text{air}}) - 5,1 (\text{TRB} \times Q_{\text{air}}) - 2,8 (\text{TRH})^2 \\ & - 33,7 (\text{TRB})^2 + 11,5 (Q_{\text{air}})^2 \quad (r^2=0,84 \text{ et } r_{aj}^2=0,38) \end{aligned}$$

Le fait d'ajouter les interactions à l'intérieur du modèle a augmenté la résolution de celui-ci (de 0,45 à 0,84 pour le r^2 et de 0,27 à 0,38 pour le r_{aj}^2). Le modèle représente donc plus ou moins les phénomènes à modéliser dans ce cas. D'autres paramètres influençant sont donc absents du modèle (par exemple la concentration en acides gras et résineux de l'affluent à traiter). Dans ce cas, il est possible de tracer diverses surfaces de réponse pouvant permettre d'estimer la CL-50 en fonction d'un couple de paramètres donné. La figure 5.71 illustre les résultats obtenus pour le couple de paramètres (TRB - Q_{air}).

5.7.1.6 Enlèvement des extractibles

La figure 5.72 présente le diagramme de Pareto standardisé pour l'enlèvement des extractibles. Ce graphique montre qu'aucun des paramètres ne s'est avéré significatif ou même situé dans la "zone grise". Le modèle n'a donc pas été retenu pour la modélisation et les surfaces de réponse ne sont pas présentées.

Suite à cette modélisation avec les effets principaux seulement, le même processus de traitement a été repris mais en ajoutant au modèle les effets des différentes interactions. Le diagramme de Pareto standardisé ainsi obtenu est présenté à la figure 5.73. Comme pour la modélisation avec les effets principaux seulement, ce graphique montre qu'aucun des paramètres ne s'est avéré significatif ou même situé dans la "zone grise". Dans ce cas aussi, le modèle n'a pas été retenu pour la modélisation et les surfaces de réponse ne sont pas présentées.

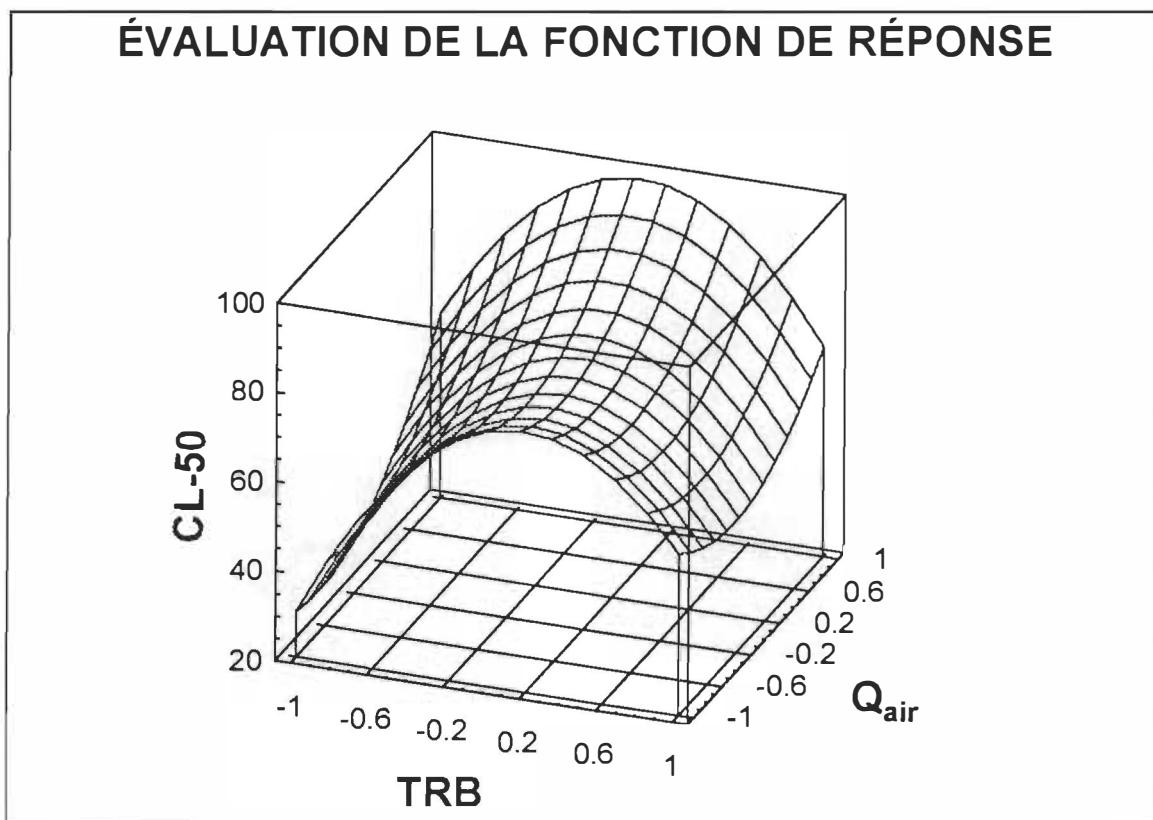


FIGURE 5.71 Surface de réponse pour la CL-50 pour le couple de paramètres TRB - Q_{air} (effets principaux et interactions)

Pour fin de comparaison avec les données de la compagnie Tembec, les données recueillies ont été analysées par régression multiple pour déterminer les paramètres d'opération ayant le plus d'influence sur divers indicateurs de performance. Les résultats obtenus sont présentés à la section suivante.

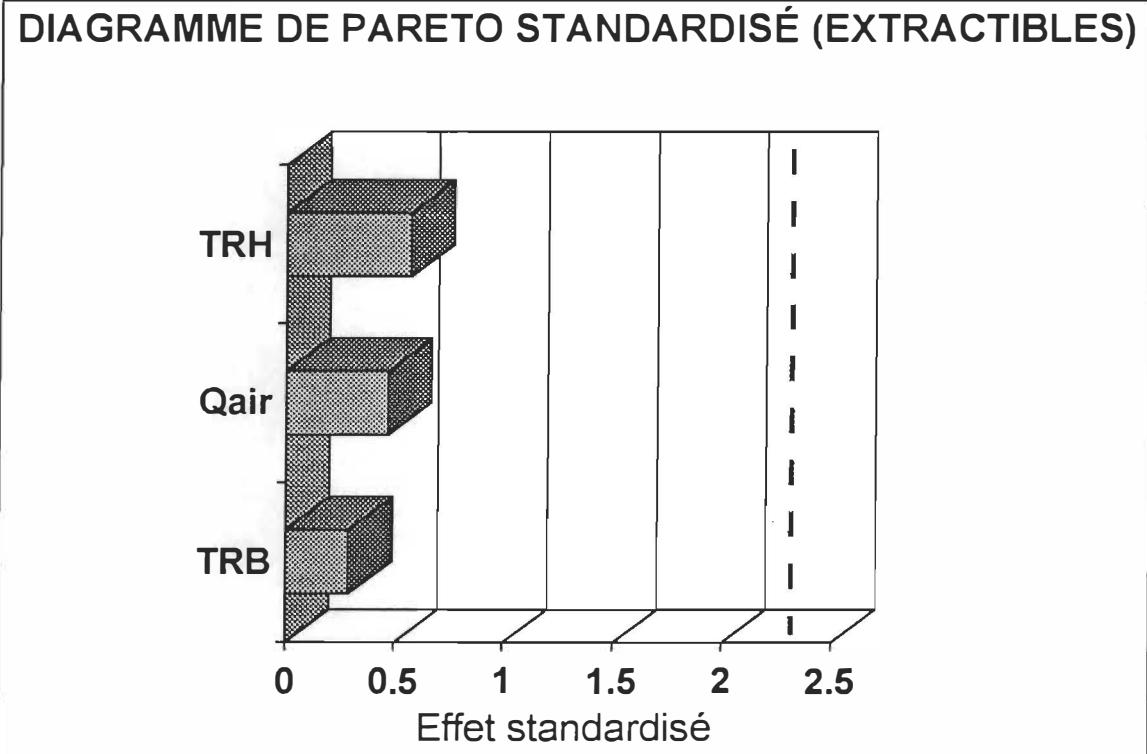


FIGURE 5.72 Diagramme de Pareto pour l'enlèvement des extractibles (effets principaux seulement)

5.7.2 Régression multiple

Comme dans le cas de la modélisation effectuée à l'aide du design expérimental, la modélisation fut effectuée en deux étapes. Une première comprenant seulement les effets principaux et une seconde incluant l'effet des différentes interactions. Cette section comparera donc les données recueillies à l'UQTR et celles recueillies à Tembec. Les analyses faites par Tembec limitent toutefois cette comparaison à trois indicateurs de performance soient les enlèvements de la DCO, de la DBO₅ et des SD.

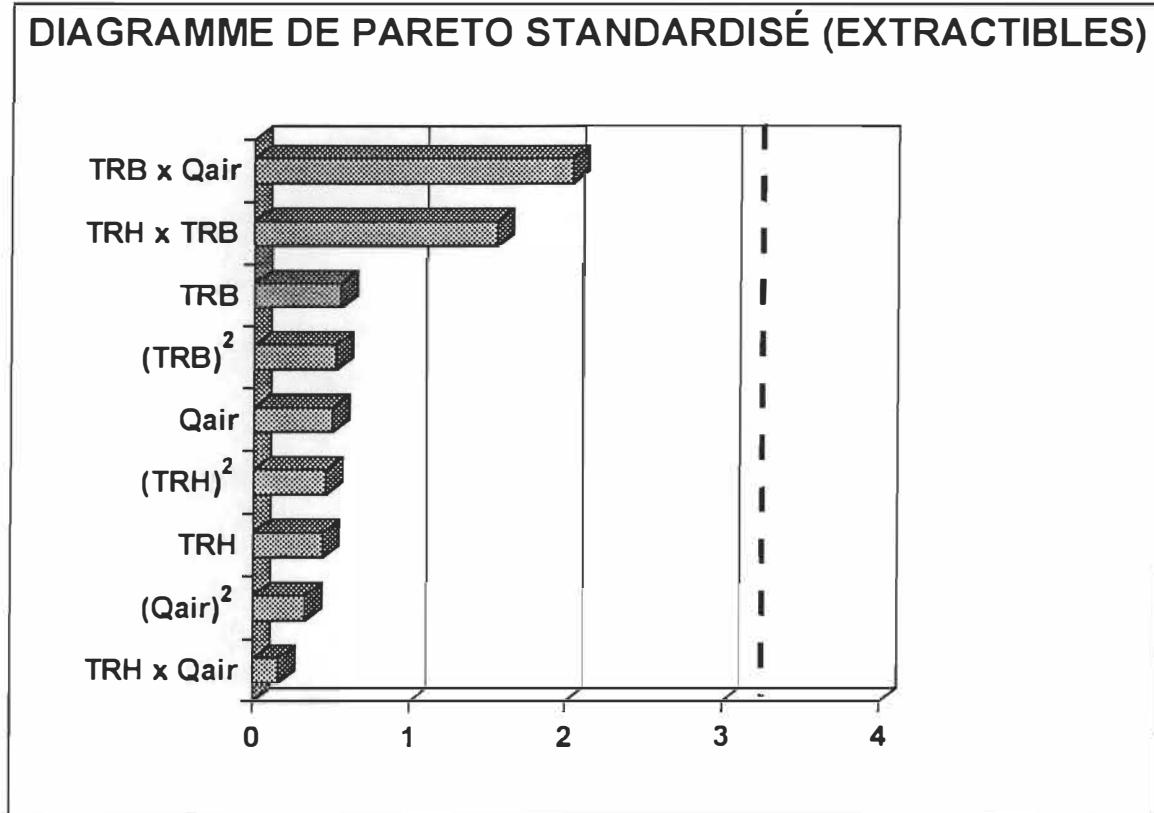


FIGURE 5.73 Diagramme de Pareto pour l'enlèvement des extractibles (effets principaux et interactions)

5.7.2.1 Données de l'UQTR

Pour la modélisation des données de l'UQTR, les conditions d'opération ont été codifiées comme dans le cas du design expérimental à des valeurs variant de +1 à -1. La valeur de +1 est attribuée au niveau maximum et celle de -1 au niveau minimum: pour l'âge des boues, $TRB = 40 \text{ j} = +1$ et $TRB = 8 \text{ j} = -1$, pour le temps de rétention hydraulique, $TRH = 48 \text{ h} = +1$ et $TRH = 24 \text{ h} = -1$, finalement pour le débit d'aération, $Q_{\text{air}} = 0,8 \text{ vvm} = +1$ et $Q_{\text{air}} = 0,6 \text{ vvm} = -1$. Les valeurs codifiées données aux valeurs intermédiaires des paramètres furent déterminées selon la méthode de calcul décrite à l'annexe III.

5.7.2.1.1 Enlèvement de la DCO

Par régression multiple, il a été possible d'établir un modèle de régression pouvant permettre d'estimer l'enlèvement de la DCO. Les tests de Student et de Fischer et le niveau de probabilité "p" ont permis quant à eux, de déterminer les paramètres significatifs. Pour la modélisation avec les effets principaux seulement, tous les effets principaux ont été reconnus statistiquement significatifs. Le modèle obtenu fut le suivant:

$$\% \text{ Enl. DCO} = 70,2 + 9,6 \text{ TRH} + 5,6 \text{ TRB} + 3,9 Q_{\text{air}} \quad (r^2 = 0,37 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,35)$$

Si l'on compare ce modèle avec celui obtenu à l'aide du design, on constate qu'il est très similaire mais que les coefficients de régression au carré obtenus sont légèrement inférieurs. Ces résultats sont normaux puisque toutes les données disponibles ont été utilisées comparativement à seulement celles à l'équilibre dans le cas du design expérimental. En ce qui a trait au modèle incluant les interactions, tous les paramètres principaux ont été reconnus significatifs comme dans le cas précédent. De plus, toutes les interactions se sont révélées statistiquement significatives à l'exception de l'interaction TRH - TRB. Le modèle de régression ainsi obtenu fut le suivant:

$$\begin{aligned} \% \text{ Enl. DCO} = & 55,6 + 12,2 \text{ TRH} + 6,1 \text{ TRB} + 2,7 Q_{\text{air}} + 5,5 (\text{TRH} \times \text{TRB}) \\ & - 7,9 (\text{TRH} \times Q_{\text{air}}) - 5,2 (\text{TRB} \times Q_{\text{air}}) + 8,9 (\text{TRH})^2 - 6,5 (\text{TRB})^2 \\ & + 16,8 (Q_{\text{air}})^2 \quad (r^2 = 0,67 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,64) \end{aligned}$$

Comparativement au modèle obtenu avec le design expérimental, on observe que la constante est beaucoup plus faible. Ceci peut s'expliquer par le fait que les différents paramètres et interactions ont des effets plus significatifs statistiquement que dans le cas du design. Pour ce qui est du coefficient de régression au carré, il est plus faible que celui obtenu à l'aide du design, mais le coefficient de régression ajusté au carré est plus élevé. Cette différence peut s'expliquer par le fait que dans ce cas, le modèle dispose d'un plus grand nombre de degrés de liberté comparativement au design.

5.7.2.1.2 Enlèvement de la DBO_s

Pour la modélisation avec les effets principaux seulement, comme dans le cas de la DCO, tous les effets principaux ont été reconnus statistiquement significatifs. Le modèle obtenu fut le suivant:

$$\% \text{ Enl. DBO}_s = 84,4 + 8,1 \text{ TRH} + 7,1 \text{ TRB} + 4,1 Q_{\text{air}} \quad (r^2 = 0,41 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,39)$$

Encore ici, le modèle obtenu est très similaire à celui déterminé avec le design mais les coefficients de régression au carré sont légèrement inférieurs. Les raisons expliquant ce phénomène furent énoncées à la section 5.7.2.1.1 pour le modèle de régression incluant seulement les effets principaux. Pour ce qui est du modèle incluant les interactions, tous les paramètres principaux ont été reconnus significatifs comme dans le cas précédent. De plus, toutes les interactions se sont révélées statistiquement significatives à l'exception de l'interaction TRH - TRB et de l'interaction double du TRB.

Le modèle statistique ainsi obtenu fut le suivant:

$$\begin{aligned} \% \text{ Enl. DBO}_s = & 74,6 + 10,4 \text{ TRH} + 7,5 \text{ TRB} + 3,4 Q_{\text{air}} + 4,4 (\text{TRH} \times \text{TRB}) \\ & - 10,4 (\text{TRH} \times Q_{\text{air}}) - 5,5 (\text{TRB} \times Q_{\text{air}}) + 3,5 (\text{TRH})^2 - 3,9 (\text{TRB})^2 \\ & + 13,3 (Q_{\text{air}})^2 \quad (r^2 = 0,74 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,72) \end{aligned}$$

Comparativement au modèle obtenu avec le design expérimental, on constate que la constante trouvée ici est aussi beaucoup plus faible. Ceci peut s'expliquer par le fait que les différents paramètres et interactions ont des effets plus significatifs que dans le cas du design. Pour ce qui est des coefficients de régression au carré, les deux sont plus faibles que ceux obtenus à l'aide du design. Les raisons expliquant ce phénomène furent énoncées à la section 5.4.2.1.1 pour le modèle de régression incluant seulement les effets principaux.

5.7.2.1.3 Enlèvement des SD

Pour la modélisation avec les effets principaux seulement, seul le TRB s'est révélé un paramètre significatif. Le modèle obtenu fut le suivant:

$$\% \text{ Enl. SD} = 27,3 + 1,8 \text{ TRH} + 5,6 \text{ TRB} + 2,5 Q_{\text{air}} \quad (r^2 = 0,12 \text{ et } r_{\text{aj}}^2 = 0,09)$$

Ce modèle est très similaire à celui déterminé avec le design mais les coefficients de régression au carré trouvés sont de beaucoup inférieurs. Les raisons expliquant ce phénomène furent énoncées à la section 5.7.2.1.1 pour le modèle de régression incluant seulement les effets principaux. Pour ce qui est du modèle incluant les interactions, comme dans le cas précédent, le TRB fut le seul effet principal reconnu comme significatif. Les trois interactions doubles se sont aussi révélées significatives. Le modèle de régression ainsi obtenu fut le suivant:

$$\begin{aligned} \% \text{ Enl. SD} = & 25,0 + 3,5 \text{ TRH} + 7,0 \text{ TRB} + 2,1 Q_{\text{air}} + 1,4 (\text{TRH} \times \text{TRB}) \\ & - 0,9 (\text{TRH} \times Q_{\text{air}}) + 1,3 (\text{TRB} \times Q_{\text{air}}) + 5,6 (\text{TRH})^2 - 1,3 (\text{TRB})^2 \\ & + 10,9 (Q_{\text{air}})^2 \quad (r^2 = 0,31 \text{ et } r_{\text{aj}}^2 = 0,23) \end{aligned}$$

Le modèle obtenu avec les interactions (section 5.7.1.4) n'avait pas été présenté. Toutefois, si l'on compare les résultats non présentés à ceux obtenus par régression multiple, on constate que la constante trouvée est légèrement plus faible. Ceci peut s'expliquer par le fait que les différents paramètres et interactions ont des effets plus significatifs que dans le cas du design. Pour ce qui est du coefficient de régression au carré il est plus faible que celui obtenu à l'aide du design mais le coefficient de régression ajusté au carré est plus élevé. Cette différence a été expliquée à la section 5.7.2.1.1 pour le modèle de régression incluant les effets principaux et ceux des interactions.

5.7.2.2 Données de Tembec

Pour l'analyse des données de Tembec, les régressions ont aussi été réalisées à l'aide de données codées. Les valeurs attribuées aux différents paramètres sont les mêmes que celles de la section 5.7.2.1 soient: TRB = 40 j = +1 et TRB = 8 j = -1, TRH = 48 h = +1 et TRH = 24 h = -1 et $Q_{air} = 0,8$ vvm = +1 et $Q_{air} = 0,6$ vvm = -1. Les valeurs externes à ces plages d'opération ont été codifiées par extrapolation linéaire.

5.7.2.2.1 Enlèvement de la DCO

Pour la modélisation avec les effets principaux seulement, aucun des effets principaux n'a été reconnu significatif. Le modèle obtenu fut le suivant:

$$\% \text{ Enl. DCO} = 72,7 - 1,6 \text{ TRH} + 2,3 \text{ TRB} + 1,2 Q_{air} \quad (r^2 = 0,11 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,06)$$

Si on compare ce modèle avec celui obtenu avec les données de l'UQTR, on peut trouver certaines similitudes, mais les coefficients de régression au carré obtenus sont beaucoup plus faibles. Ces résultats sont normaux puisque les données recueillies chez Tembec sont des données non à l'équilibre et elles représentent plusieurs grades de production. Pour ce qui est du modèle incluant les interactions, aucun des paramètres principaux n'a été reconnu significatif; seule l'interaction double du TRB fut dans ce cas significative. Le modèle de régression obtenu fut le suivant:

$$\begin{aligned} \% \text{ Enl. DCO} = & 67,9 - 3,0 \text{ TRH} - 11,6 \text{ TRB} - 7,7 Q_{air} + 5,8 (\text{TRH} \times \text{TRB}) \\ & - 0,9 (\text{TRH} \times Q_{air}) - 2,4 (\text{TRB} \times Q_{air}) + 1,3 (\text{TRH})^2 + 0,6 (\text{TRB})^2 \\ & - 1,5 (Q_{air})^2 \quad (r^2 = 0,27 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,16) \end{aligned}$$

Comparativement au modèle obtenu avec les données de l'UQTR, on observe que la constante est plus élevée. Ceci peut s'expliquer par le fait que les différents paramètres

et interactions ont des effets moins significatifs qu'avec les données de l'UQTR. Pour ce qui est des coefficients de régression au carré, ils sont beaucoup plus faibles que ceux obtenus avec les données de l'UQTR. Les raisons expliquant cette diminution des coefficients de régression au carré ont été indiquées au paragraphe précédent.

5.7.2.2.2 Enlèvement de la DBO_s

Pour la modélisation avec les effets principaux seulement, comme dans le cas de la DCO, aucun des effets principaux n'a été reconnu significatif. Le modèle obtenu fut le suivant:

$$\% \text{ Enl. DBO}_s = 87,4 + 0,4 \text{ TRH} + 0,1 \text{ TRB} + 1,0 Q_{\text{air}} \quad (r^2 = 0,05 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,02)$$

Le modèle obtenu possède une constante légèrement supérieure à celle du modèle déterminé avec les données de l'UQTR mais les coefficients des effets principaux sont nettement inférieurs. Ceci démontre le manque de signification de ces paramètres. Les coefficients de régression au carré trouvés sont nettement inférieurs à ceux obtenus avec les données de l'UQTR (valeurs près de zéro indiquant qu'aucune correlation n'existe entre le % Enl. DBO_s et les paramètres testés). Les raisons expliquant cette diminution des coefficients de régression au carré ont été fournies à la section 5.7.2.2.1 pour le modèle de régression incluant seulement les effets principaux. Pour ce qui est du modèle incluant les interactions, aucun des effets principaux ou des interactions ne s'est avéré significatif. Le modèle statistique ainsi obtenu fut le suivant:

$$\begin{aligned} \% \text{ Enl. DBO}_s = & 87,6 - 1,0 \text{ TRH} - 1,1 \text{ TRB} - 3,0 Q_{\text{air}} + 13,9 (\text{TRH} \times \text{TRB}) \\ & - 1,5 (\text{TRH} \times Q_{\text{air}}) - 3,9 (\text{TRB} \times Q_{\text{air}}) - 1,1 (\text{TRH})^2 - 5,6 (\text{TRB})^2 \\ & - 0,5 (Q_{\text{air}})^2 \quad (r^2 = 0,09 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,00) \end{aligned}$$

Le modèle obtenu ici est passablement différent de celui déterminé avec les données de l'UQTR. Les coefficients de régression au carré obtenus sont aussi nettement inférieurs (valeurs près de zéro donc absence de corrélation). Les raisons expliquant ce phénomène furent énoncées à la section 5.7.2.2.1 pour le modèle de régression incluant seulement les effets principaux.

5.7.2.2.3 Enlèvement des SD

Pour la modélisation avec les effets principaux seulement, comme dans le cas précédent, aucun des effets principaux n'a été reconnu significatif. Le modèle obtenu fut le suivant:

$$\% \text{ Enl. SD} = 43,8 - 3,3 \text{ TRH} - 0,7 \text{ TRB} + 2,0 Q_{\text{air}} \quad (r^2 = 0,04 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,00)$$

Le modèle obtenu ici encore est passablement différent de celui déterminé avec les données de l'UQTR. Les coefficients de régression au carré obtenus sont aussi nettement inférieurs (valeurs près de zéro donc absence de corrélation). Les raisons expliquant ce phénomène ont déjà été énoncées à la section 5.7.2.2.1 pour le modèle de régression incluant seulement les effets principaux. Pour ce qui est du modèle incluant les interactions, aucun des effets principaux ne s'est avéré significatif. Seule l'interaction double du débit d'aération a respecté la limite de signification de 95 %. Le modèle de régression ainsi obtenu fut le suivant:

$$\begin{aligned} \% \text{ Enl. SD} &= 55,1 - 19,8 \text{ TRH} + 12,4 \text{ TRB} + 18,2 Q_{\text{air}} - 12,5 (\text{TRH} \times \text{TRB}) \\ &\quad - 0,3 (\text{TRH} \times Q_{\text{air}}) + 7,2 (\text{TRB} \times Q_{\text{air}}) + 5,2 (\text{TRH})^2 + 7,5 (\text{TRB})^2 \\ &\quad + 2,3 (Q_{\text{air}})^2 \quad (r^2 = 0,28 \text{ et } r_{aj}^2 = 0,09) \end{aligned}$$

Le modèle obtenu est passablement différent de celui déterminé avec les données de l'UQTR. Les coefficients de régression au carré obtenus sont toutefois, cette fois-ci,

légèrement inférieurs. Les raisons expliquant ce phénomène ont déjà été énoncées à la section 5.7.2.2.1 pour le modèle de régression incluant seulement les effets principaux.

5.8 L'analyse de l'accumulation de la lignine

En ce qui a trait à l'analyse de l'accumulation de la lignine, dans un premier temps, les différences entre les performances obtenues avec le BRM #2 et le SBAC ont été mises en évidence. En comparant les résultats du BRM #2 et du SBAC, on constate que la concentration en lignine (soluble et Klason) dans la liqueur mixte est toujours supérieure dans le BRM #2 comparativement au SBAC. Ceci peut s'expliquer par le fait que les membranes utilisées dans les BRM retiennent une bonne partie de la lignine présente à l'intérieur du bioréacteur. Par conséquent, il est normal d'observer que, dans le perméat du BMR #2, la concentration en lignine (soluble et Klason) est pratiquement toujours inférieure à celle présente dans l'effluent du SBAC. Ici encore, la séparation plus efficace effectuée par les membranes explique ces résultats. La différence de concentration entre le BRM #2 et le SBAC est beaucoup plus importante pour la mesure de lignine de Klason. Ceci peut être expliqué par le fait que les membranes permettent une rétention de 100% de la partie insoluble de la lignine mesurée par la méthode de Klason à l'intérieur du bioéracteur à membranes. Les tableaux 5.25, 5.26 et 5.27 présentent les résultats comparatifs pour le BRM #2 et le SBAC à des TRH de 48, 36 et 24 heures respectivement. Il est bon de noter, que pour tous les tableaux qui suivront, les nombres entre parenthèses "()" représentent l'intervalle de confiance à 95%.

TABLEAU 5.25 Tableau comparatif des concentrations de lignine pour le BRM #2 et le SBAC (TRH = 48 heures, Qair = 0,7 vvm et TRB = 15 jours)

Paramètre	BRM #2	SBAC
SSLM (mg/L)	13 000 (7 700 - 18 200)	8 100 (6 300 - 10 000)
Conc. lignine dans la liqueur mixte (Soluble) (g/L)	1,92	1,59
Conc. lignine dans la liqueur mixte (Klason) (g/L)	10,15	7,62
Conc. lignine dans le perméat (Soluble) (g/L)	1,18	0,98
Conc. lignine dans le perméat (Klason) (g/L)	1,29	2,74

TABLEAU 5.26 Tableau comparatif des concentrations de lignine pour le BRM #2 et le SBAC (TRH = 36 heures, Qair = 0,6 vvm et TRB = 15 jours)

Paramètre	BRM #2	SBAC
SSLM (mg/L)	14 200 (13 000 - 15 500)	7 800 (7 400 - 8 600)
Conc. lignine dans la liqueur mixte (Soluble) (g/L)	1,69	1,63
Conc. lignine dans la liqueur mixte (Klason) (g/L)	8,61	5,69
Conc. lignine dans le perméat (Soluble) (g/L)	0,93	0,99
Conc. lignine dans le perméat (Klason) (g/L)	0,08	2,04

TABLEAU 5.27 Tableau comparatif des concentrations de lignine pour le BRM #2 et le SBAC (TRH = 24 heures, Qair = 0,8 vvm et TRB = 15 jours)

Paramètre	BRM #2	SBAC
SSLM (mg/L)	24 200 (17 100 - 31 300)	14 800 (11 800 - 17 800)
Conc. lignine dans la liqueur mixte (Soluble) (g/L)	3,09	2,02
Conc. lignine dans la liqueur mixte (Klason) (g/L)	18,00	9,50
Conc. lignine dans le perméat (Soluble) (g/L)	0,62	1,77
Conc. lignine dans le perméat (Klason) (g/L)	0,11	1,91

Par la suite, une compilation des données en fonction du TRH a été effectuée de façon à pouvoir comparer les performances obtenues pour des TRH de 48, 36 et 24 heures et ce, pour différents âges de boues et différents débits d'aération. À la lumière de ces résultats, on constate que, de façon générale, plus le niveau de SSLM en présence ou le TRB est élevé, plus la concentration de lignine (soluble et Klason) dans la liqueur mixte est élevée. Pour ce qui est de l'effet de l'aération, on peut dire qu'habituellement, plus le débit d'aération est élevé, plus la quantité de lignine retenue dans la liqueur mixte est élevée et plus le pourcentage d'enlèvement de la lignine obtenu (si on compare la concentration en lignine dans le perméat obtenu par rapport à l'alimentation traitée) est élevé. Les tableaux 5.28, 5.29 et 5.30 présentent la compilation des résultats pour les périodes d'équilibre correspondantes aux TRH de 48, 36 et 24 heures respectivement.

TABLEAU 5.28 Mesure de lignine pour un TRH de 48 heures (Comparaison des TRB)

Paramètre	BRM #1 TRH=48 h TRB=40 j Qair = 0,6 vvm	BRM #1 TRH=48 h TRB=40 j Qair = 0,8 vvm	BRM #2 TRH=48 h TRB=15 j Qair = 0,7 vvm	Plane #1 TRH=48 h TRB=8 j Qair = 0,8 vvm	Plane #1 TRH=48 h TRB=8 j Qair = 0,6 vvm
SSLM (mg/L)	8 000 (6 000 - 9 900)	45 900 (42 100 - 49 800)	13 000 (7 700 - 18 200)	6 400 (5 100 - 7 700)	3 300 (2 900 - 3 600)
Conc. lignine liqueur mixte (Soluble) (g/L)	1,66	3,08	1,92	1,91	1,73
Conc. lignine liqueur mixte (Klason) (g/L)	5,68	23,1	10,15	8,46	3,79
% Enl. lignine (Soluble)	0	60	0	0	28
% Enl. lignine (Klason)	47	93	25	28	41

TABLEAU 5.29 Mesure de lignine pour un TRH de 36 heures (Comparaison des TRB)

Paramètre	BRM #1 TRH=36 h TRB=40 j Qair = 0,7 vvm	BRM #2 TRH=36 h TRB=15 j Qair = 0,6 vvm	Plane #1 TRH=36 h TRB=8 j Qair = 0,7 vvm	Plane #1 TRH=36 h TRB=8 j Qair = 0,6 vvm
SSLM (mg/L)	27 100 (22 500 - 31 700)	14 200 (13 000 - 15 500)	5 100 (4 400 - 5 900)	3 800 (2 700 - 5 000)
Conc. lignine liqueur mixte (Soluble) (g/L)	2,13	1,69	1,90	2,29
Conc. lignine liqueur mixte (Klason) (g/L)	11,49	8,61	4,76	5,30
% Enl. lignine (Soluble)	1	0	0	34
% Enl. lignine (Klason)	87	95	44	71

TABLEAU 5.30 Mesure de lignine pour un TRH de 24 heures (Comparaison des TRB)

Paramètre	BRM #1 TRH=24 h TRB=40 j Qair = 0,6 vvm	BRM #1 TRH=24 h TRB=40 j Qair = 0,8 vvm	BRM #2 TRH=24 h TRB=15 j Qair = 0,8 vvm	Plane #1 TRH= 24 h TRB=8 j Qair = 0,6 vvm
SSLM (mg/L)	29 200 (22 100 - 36 200)	46 800 (43 500 - 50 000)	24 200 (17 100 - 31 300)	3 700 (2 900 - 4 500)
Conc. lignine liqueur mixte (Soluble) (g/L)	3,16	6,57	3,09	1,69
Conc. lignine liqueur mixte (Klason) (g/L)	29,00	41,70	18,00	7,97
% Enl. lignine (Soluble)	0	7	29	0
% Enl. lignine (Klason)	65	90	94	49

Conclusion

Les résultats montrent que la lignine s'accumule dans les bioréacteurs à membranes. Ceci peut s'expliquer par le fait que les membranes utilisées dans les BRM retiennent une bonne partie de la lignine présente dans l'affluent à l'intérieur du bioréacteur. On a pu constater aussi que les bioréacteurs à membranes permettent d'obtenir un effluent contenant en général moins de lignine que l'effluent produit par le traitement conventionnel par boues activées due à la rétention des membranes utilisées dans les BRM. Cette observation est encore plus marquante si l'on utilise la mesure de la lignine de Klason (lignine insoluble). Pour ce qui est des autres paramètres, les essais ont permis de déterminer que plus la concentration des SSLM en présence ou le TRB est élevé, plus la concentration de lignine dans la liqueur mixte sera élevée. L'utilisation d'un fort taux

d'aération provoque aussi le même effet. Il a aussi été démontré que, de façon générale, l'utilisation d'un débit d'aération élevé permet d'obtenir un enlèvement supérieur de lignine.

5.9 Performances d'enlèvement des acides gras et résineux

L'analyse des performances d'enlèvement des acides gras et résineux (AGR) a été effectuée puisque ces composés sont réputés être responsables de la toxicité dans les effluents papetiers (52). Les efforts ont été concentrés à évaluer les avantages réels des bioréacteurs à membranes pour l'enlèvement des AGR comparativement à l'utilisation d'un système de boues activées conventionnel. Les résultats obtenus sont très concluants puisque, pour tous les temps de rétention testés, l'effluent du système de boues activées conventionnel (SBAC) a toujours montré des concentrations en AGR nettement supérieures à celles retrouvées dans le perméat du bioréacteur à membranes (BRM #2). Le tableau 5.31 présente les résultats obtenus pour les différentes conditions d'opération testées, de façon parallèle, avec le SBAC et le BRM #2.

TABLEAU 5.31 Comparaison des concentrations en AGR et des performances d'enlèvement obtenues avec le SBAC et le BRM #2

Temps de rétention utilisé	Conc. en AGR dans l'affluent ($\mu\text{g/L}$)	BRM #2		SBAC	
		Conc. en AGR dans le perméat ($\mu\text{g/L}$)	Enlèvement AGR (%)	Conc. en AGR dans l'effluent ($\mu\text{g/L}$)	Enlèvement AGR (%)
48 heures	19 041	83	≈ 100	2 478	87
36 heures	51 671	727	99	1 797	97
24 heures	39 082 (BRM #2) 96 339 (SBAC)	5 077	87	21 558	78

Le tableau 5.31 montre que, de façon générale, les pourcentages d'enlèvement des AGR sont tous élevés. Cependant, c'est au niveau des concentrations en AGR où l'on peut bien observer la démarcation réelle entre le SBAC et le BRM #2. En effet, les concentrations en AGR mesurées dans le SBAC sont nettement supérieures à celles mesurées dans le BRM #2 (Environ 2 à 30 fois). Cette différence de concentration est encore plus marquée en ce qui concerne l'acide déhydroabiétique (reconnu comme le plus toxique des AGR et le plus persistant dans le milieu (52)). Dans ce cas, les concentrations dans le SBAC sont d'environ de 10 à 100 fois supérieures à celles du BRM #2. Cette différence entre le SBAC et le BRM #2 était prévisible puisque d'autres chercheurs (11 et 71) ont déjà démontré l'efficacité des membranes (utilisées de façon autonome) pour la séparation des AGR. Les présents travaux ont toutefois permis d'évaluer quantitativement les différences réelles entre ces deux technologies (bioréacteur à membranes et système de boues activées conventionnel).

Autre point intéressant concernant cette étude est le fait qu'il est possible d'établir une certaine relation entre les valeurs de la toxicité (CL-50) et les concentrations en AGR mesurées entre le SBAC et le BRM #2. Les différences entre les concentrations en AGR pourraient ainsi expliquer, en partie du moins, les différences marquées identifiées entre les valeurs de toxicité mesurées dans l'effluent du SBAC et le perméat du BRM #2. Les différences entre les pourcentages d'enlèvement ne permettent pas cette distinction. En effet, comme les concentrations en AGR de l'affluent traité étaient très élevées, malgré le fait que les pourcentages d'enlèvement des AGR soient élevés dans les deux cas, des différences importantes au niveau des concentrations en AGR furent quand même constatées.

L'effet du temps de rétention sur l'enlèvement des AGR pour le SBAC n'est pas évident puisque les résultats obtenus sont contradictoires aux attentes. Toutefois, tel que mentionné précédemment, le pourcentage d'enlèvement n'est peut-être pas le meilleur indicateur pour évaluer les performances.

Si l'on compare les performances obtenues par les différents BRM, le tableau 5.32 montre que les BRM #1 et #2 ont permis d'excellents enlèvements d'AGR pour les TRH de 48 et 36 heures (% d'enlèvement des AGR variant entre 93% et 100%). Tel que mentionné précédemment, ces excellents résultats peuvent s'expliquer en partie par la l'efficacité de rétention des boues à l'intérieur du bioréacteur par la membrane. Pour des temps de rétention plus courts (24 heures), les performances furent plus variables et moins intéressantes (% d'enlèvement des AGR variant entre 67% et 87%). Avec un temps de rétention plus court, la limite d'efficacité du système est atteinte pour la dégradation des AGR. Le Plane #1 a permis des enlèvements intéressants mais plus variables, probablement dû au faible âge des boues utilisé (8 jours) qui empêche la dégradation efficace des AGR présents dans l'affluent. Le tableau 5.32 résume les performances d'enlèvement en AGR obtenus pour les différentes conditions d'opération testées avec les BRM #1 et #2 et le Plane #1.

FIGURE 5.32 Comparaison des performances d'enlèvement des AGR pour les différents bioréacteurs à membranes utilisés

Temps de rétention utilisé	BRM #1	BRM #2	Plane #1
48 heures	93 %	≈ 100 %	95 %
	95 %		84 %
36 heures	99 %	99 %	98 %
24 heures	67 %	87 %	90 %
	67 %		

Finalement, concernant la présence des AGR dans les liqueurs mixtes des BRM et du SBAC, on peut dire que de façon générale, le niveau des AGR dans la liqueur mixte augmente avec la diminution du TRH et l'augmentation de la concentration des SSLM. De plus, la concentration en AGR dans la liqueur mixte du BRM #2 fut

habituellement supérieure à celle mesurée dans le SBAC, démontrant bien que les AGR furent retenus dans le bioréacteur par les membranes du BRM.

Conclusion

Le point le plus important à retenir dans cette section est la différence marquée obtenue entre les concentrations en AGR mesurées dans le BRM #2 et le SBAC. Les concentrations en AGR dans l'effluent du SBAC sont nettement supérieures à celles dans le perméat du BRM #2 (d'environ 2 à 30 fois). Les différences entre les concentrations en AGR pourraient ainsi expliquer, en partie du moins, les différences marquées relevées entre les valeurs de toxicité mesurées dans l'effluent du SBAC et le perméat du BRM #2. Les différences entre les pourcentages d'enlèvement ne permettent pas cette distinction.

CHAPITRE VI CONCLUSIONS

Les bioréacteurs à membranes présentent de nombreux avantages, mais les causes exactes de ces bonnes performances obtenues étaient jusqu'à présent méconnues et les tentatives de modélisation, peu nombreuses. Les applications industrielles en pâtes et papiers de ce type de système sont encore inexistantes malgré ce grand potentiel. Avant les présents travaux, aucun modèle de biodégradation des matières organiques et de production de biomasse ne s'était avéré efficace pour représenter les performances obtenues dans ces bioréacteurs et très peu de connaissances existaient sur les phénomènes causant le colmatage des membranes dans les bioréacteurs servant au traitement des eaux usées.

Le présent travail a permis, dans un premier temps, d'élucider les processus de dégradation des matières organiques biodégradables, de production de boues et d'utilisation d'oxygène. Les modèles classiques de biodégradation ont été testés. On a ainsi pu déterminer que les modèles classiques habituellement utilisés pour décrire les systèmes de boues activées conventionnels (Modèle du 1er ordre, linéarisation de Lineweaver - Burk et modèle de Grau) ne s'appliquaient pas aux bioréacteurs à membranes (très faibles coefficients de régression obtenus). Seul le modèle d'ordre zéro a permis de modéliser l'opération des bioréacteurs à membranes de façon satisfaisante pour l'application au traitement d'un effluent de PCTM. À partir de ce modèle, il a été possible de calculer la production de biomasse et l'utilisation d'oxygène.

Une comparaison a aussi été effectuée avec les données recueillies à l'échelle pilote chez Tembec. Ces résultats ont confirmé que les modèles cinétiques s'appliquant aux données de l'UQTR s'appliquent aussi à celles de Tembec; toutefois, le taux de biodégradation mesuré fut plus faible. Concernant l'opération des bioréacteurs à membranes, on a trouvé que, de façon générale, les performances obtenues avec des âges de boues de 40 jours

et de 15 jours sont assez similaires, mais que celles obtenues avec un âge de boues de 8 jours sont nettement inférieures.

Par la suite, à l'aide d'un design expérimental de type "D-Optimal", la modélisation multivariable par régression fut employée pour modéliser plusieurs indicateurs de performance utilisés couramment en traitement des eaux. Les modèles statistiques obtenus par design ont été comparés avec ceux trouvés par régression multiple. La régression multiple a aussi été utilisée pour établir une comparaison entre les données de l'UQTR et celles de Tembec. De façon générale, dans ce cas aussi, le même type de modèle s'applique mais les coefficients de régression au carré trouvés pour les données de Tembec sont plus faibles que ceux obtenus avec les données de l'UQTR, les conditions étant plus facilement contrôlées en laboratoire.

Le rôle des membranes fut évalué en comparant les flux et les performances d'enlèvement obtenus avec divers solutés de référence, ainsi qu'avec l'affluent, la liqueur mixte et l'effluent. Pour ce qui est de la modélisation des flux, les modèles de la littérature furent passés en revue et la modélisation multivariable par régressions fut employée pour vérifier l'effet des conditions d'opération sur le flux. Les essais avec les membranes ont permis de déterminer que la taille des molécules causant les pertes de flux se situait autour de 500 000. Ils ont aussi démontré que les solides en suspension formaient une couche limite à la surface des membranes qui diminuait le flux et influençait les performances obtenues. Parmi les modèles de la littérature, celui de Lafforgue-Delorme & al. et Magara et Itoh et celui de Sato et Ishii ont donné de bons résultats. La modélisation des flux a permis de démontrer l'importance de la concentration SSLM et de modéliser l'efficacité des nettoyages. Les connaissances ainsi acquises permettront d'optimiser le système de bioréacteur à membranes, tant au niveau des performances d'enlèvement de la matière organique que du flux de perméat.

Une comparaison de deux différents seuils de coupure de membranes n'a pas permis de connaître le seuil de coupure optimum permettant d'obtenir le meilleur flux de perméat,

mais il a été possible de constater que plusieurs seuils de coupure permettaient d'obtenir des flux de perméat et des performances d'enlèvement similaires tout en conservant une concentration de biomasse élevée. Cette similarité des performances d'enlèvement obtenues a été attribué à l'importance de la couche de biomasse qui se forme à la surface des membranes. Ce genre d'étude comparative était inexistante dans la littérature.

Un autre point exclusif de ce travail fut la comparaison d'un bioréacteur à membranes avec un système de traitement conventionnel et dont les opérations simultanées se sont effectuées sous des conditions similaires. On a pu déterminer, que les avantages des BRM sont surtout significatifs pour de faibles TRH et aussi pour l'enlèvement des AGR, de la toxicité et des SS en général.

Finalement, une étude concernant l'accumulation de la lignine a été effectuée. Les résultats ont indiqué que la lignine s'accumule dans les bioréacteurs à membranes dû au fait que les membranes utilisées dans les BRM retiennent une bonne partie de celle-ci, présente dans l'affluent, à l'intérieur du bioréacteur. On a constaté aussi que les bioréacteurs à membranes permettent d'obtenir un effluent contenant en général moins de lignine que l'effluent produit par le traitement conventionnel par boues activées due à l'effet de rétention des membranes utilisées dans les BRM. Pour ce qui est des autres paramètres, les essais effectués ont permis de déterminer que plus la concentration des SSLM en présence ou le TRB est élevé, plus la concentration de lignine dans la liqueur mixte sera élevée. L'utilisation d'un fort taux d'aération provoque aussi le même effet. Il a aussi été démontré que, de façon générale, l'utilisation d'un débit d'aération élevé permet d'obtenir un enlèvement supérieur de lignine.

CHAPITRE VII BIBLIOGRAPHIE

1. Ministère de l'environnement du Québec, "Règlement sur les attestations d'assainissement", (Q-2, r.1.01), Éditeur officiel, Québec, Canada, 1993.
2. Ministère de l'environnement du Québec, "Règlement sur les effluents des fabriques de pâtes et papiers", (Q-2, r.12.1), Éditeur officiel, Québec, Canada, 1993.
3. Beaudoin, L., Lavallée, H. C., Buisson, H., Zaidi, A., "Utilisation des technologies d'ultrafiltration et de nanofiltration pour le traitement des effluents papetiers", Sciences et techniques de l'eau, 25 (4): 489-497 (1992).
4. Beaubien, A., "The Membrane Bioreactor is a New concept in the Treatment of Industrial Wastewater", Environmental Science & Engineering, March: 92-94 (1995).
5. Yamamoto, K., Hiasa, M., Mahmood T., Matsuo, T., "Direct Solid-Liquid Separation Using Hollow Fiber Membrane in an Activated Sludge Aeration Tank", Water Science Technology, 21: 43-54 (1989).
6. Onysky, K. A., "Dechlorination of Segregated Bleach Kraft Mill Effluent with an Anaerobic Membrane Bioreactor", M. Eng. Thesis, Université McMaster, Canada, WTC-BIO-01-1992, 307 p. (1992).
7. Zénon environnementale, Document interne (1991).
8. Hazlett, J. D., "Séparation par membrane: une introduction", Membrane Separation Symposium of the 41st Canadian Chemical Engineering Conference, Vancouver, Canada, p.1 (1991).
9. Sourirajan, S., Matsuura, T., "Reverse Osmosis / Ultrafiltration Process Principle", CNRC, Division chimie, No. 24188, Ottawa, Canada, 1113 p. (1985).
10. Bouchard, C.R. Lebrun, R. E., "Principes généraux de l'osmose inverse", Sciences et techniques de l'eau, 21 (3): 285-292 (1988).
11. Zaidi, A., Buisson, H., Sourirajan, S., "Ultrafiltration in the Concentration of Toxic Organics from Selected Pulp and Paper Effluents", Proc. Tappi Environ. Conf., San Antonio, U.S.A., (Book 1), pp.453-468 (1991).

12. Simons, H.A., "Water Use Reduction in the Pulp and Paper Industry 1994, A Monograph", NLK Consultants Inc., p.43 (1994).
13. Bryant, C. W., Sierka, R. A., "Enhancement of Kraft Effluent Quality by Increased ClO₂ Substitution and Membrane Treatment of the Kraft Extraction Waste Stream Prior to Aerobic and Anaerobic Biotreatment", Proc. Tappi Environ. Conf., Boston, U.S.A. Proc. (Book 1), pp.383-388 (1993).
14. Aulas, F., Rumeau, M., Tyburce, B., "L'utilisation des procédés à membranes dans le traitement des effluents industriels", Sciences et techniques de l'eau, 16 (3): 261-274 (1983).
15. Flemming, H.C., Schaule G., "Biofouling on Membranes - A Microbiological Approach", Desalination, 70: 95-119 (1988).
16. Bird, R. B., Stewart, W. E., Lightfoot, E. N., "Transport Phenomena", John Wiley & Sons, New York, U.S.A., chapitre 16 (1960).
17. D'Ilario, L., Steffan, M. M., "A Composite Membrane Bioreactor Part I. Physico -Chemical Characterization", Journal of Molecular Catalysis, 52: 229-239 (1989).
18. Porter, M. C., "Handbook of Industrial Membrane Technology", Noyes Publications, New Jersey, U.S.A., chapitre 10 (1990).
19. Winston Ho, W. S., Sirkar, K. K., "Membrane Handbook, Van Nostrand Reinhold", Van Nostrand Reinhold, New York, U.S.A., chapitre 22 (1992).
20. Schweitzer, P. A., "Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers", 2^e ed., McGraw Hill, New York, U.S.A. (1988).
21. Elluard, M. P., Maurel, A., "Membrane Reactor with Double Mass Transfer: Membrane Requirements, Fouling Analysis and Flux Prediction during Ultrafiltration of Cell Culture Medium", Journal of Membrane Science, 69: 259-272 (1992).
22. Krauth, K. H., Staab, K. F., "Pressurized Bioreactor with Membrane Filtration for Wastewater Treatment", Water Ressource, 23 (3): 405-411 (1993).
23. Lafforgue-Delorme, C., Stilhart, Y., Goma, G., "Nouveau procédé d'élaboration de boissons fermentées par culture continue en bioréacteur à membranes: Cas du pétillant de raisin", Sciences des Aliments, 12: 393-413 (1992).

24. Magara, Y., Itoh, M., "The Effect of Operational Factors on Solid/Liquid Separation by Ultrafiltration in a Biological Denitrification System for Collected Human Excreta Treatment, Plant", *Water Science Technology*, 23: 1583-1590 (1991).
25. Sato, T., Ishii, Y., "Effects of Activated Sludge Properties on Water Flux of Ultrafiltration Membrane Used for Human Excrement Treatment", *Water Science Technology*, 23: 1601-1608 (1991).
26. Sutton, P.M., Li, A., Evans, R. R., Korchin, S. R., "Dorr-Oliver's Fixed-Film Suspended-Growth Anaerobic Systems for Industrial Wastewater Treatment and Energy Recovery", Proc. of the 37th Industrial Waste Conference, Perdue University, pp. 667-675 (1982).
27. Degrémont, "Memento technique de l'eau", Tomes 1 et 2, 9è éd., Degrémont, Paris, France, 1459 p. (1989).
28. Ramalho, R. S., "Introduction to Wastewater Treatment Processes", 2è éd., Academic Press, New York, U.S.A., chapitre 5 (1983).
29. Asenjo, J. A., "Process Kinetics and Bioreactor Design for the Direct Bioconversion of Cellulose into Microbial Products", *Biotechnology and Bioengineering Symposium*, (13): 449-456 (1983).
30. Chang, H. N., Yang, J. W., Park, Y. S., Kim, D. J., Han, K. C., "Extractive Ethanol Production in a Membrane Cell Recycle Bioreactor", *Journal of Biotechnology*, 24: 329-343 (1992).
31. Ikemi, M., Koizumi, N., Ishimatsu, Y., "Sorbitol Production in Charged Membrane Bioreactor with Coenzyme Regeneration System: I. Selective Retainment of NADP(H) in a Continuous Reaction", *Biotechnology and Bioengineering*, 36: 149-154 (1990).
32. Melzoch, K., Rychtera, M., Markvichov, N. S., Pospichalova, V., Basarova, G., Manakov, M. N., "Application of a Membrane Recycle Bioreactor for Continuous Ethanol Production", *Applied Microbiology and Biotechnology*, 34: 469-472 (1991).
33. Steinmeyer, D. E., Shuler, M. L., "Mathematical Modeling and Simulations of Membrane Bioreactor Extractive Fermentations", *Biotechnology Progress*, 6: 362-369 (1990).

34. Bouillot, P., Canales, A., Pareilleux, A., Huyard, A., Goma, G., "Membrane Bioreactors for the Evaluation of Maintenance Phenomena in Wastewater Treatment", *Journal of Fermentation and Bioengineering*, 69 (3): 178-183 (1990).
35. Canales, A., Zheng, Z., Parailleux, A., Goma, G., Huyard, A., "Traitement aérobie des eaux usées domestiques avec un bioréacteur à membrane: Production de boues et phénomène d'autodigestion", *Recents Progrès en génie des procédés*, 5 (6): 75-80 (1991).
36. Chaize, S., Huyard, A., "Membrane Bioreactor on Domestic Wastewater Treatment Sludge Production and Modeling Approach", *Water Science Technology*, 23:1591-1600 (1991).
37. Chiemchaisri, C., Yamamoto, K., Vigneswaran, S., "Household Membrane Bioreactor in Domestic Wastewater Treatment", *Water Science Technology*, 27 (1): 171-178 (1993).
38. Inoue, G., Ogasawara, H., Yanagi, C., Murayama, Y., "Advanced Treatment of Secondary Sewage Effluent by Membrane Process", *Desalination*, 39: 423-434 (1981).
39. Kimura, S., "Japan's Aqua Renaissance '90 Project", *Water Science Technolgy*, 23:1573-1582 (1991).
40. Vaid, A., Kopp, C., Johnson, W., Fane, A. G., "Integrated Wastewater Treatment by Coupled Bioreactor and Membrane System", *Desalination*, 83: 137-143 (1991).
41. Yamagiwa, K., Ohmae, Y., Dahla, M. H., Ohkawa, A., "Activated Sludge Treatment of Small-Scale Wastewater by a Plugging Liquid Jet Bioreactor with Cross-Flow Filtration", *Bioresource Technology*, 37: 215-222 (1991).
42. Henze, M., Grady Jr, C.P.L., Gujer, W., Marais, G.V.R., Matsud, T., IAWPRC Task group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment, "Final Report: Activated sludge", IAWPRC Scientific and Technical Reports, 1 (1986).
43. Federal Register, "Proposed Rules", Environmental Protection Agency, 58 (241), U.S.A., 66195-66199 (1993).
44. Buisson, H., Zaidi, A., Koski, K., "Bench-Scale Evaluation of Ultrafiltration and Nanofiltration Membranes for the Treatment of a Kraft-Caustic Extraction Stage Effluent from a Softwood Line", *Proceedings of Tappi Environmental Conference*, Richmond, U.S.A., (Book 2), pp.585-593 (1992).

45. Gouvernement du Québec, "Bilan annuel de conformité environnemental (Secteur des pâtes et papiers 1991)", Québec, Bibliothèque nationale du Québec, 133 p. (1992).
46. Beaudoin, L., Dessureault, S., Barbe, M., Lavallée, H. C., "Treatment Alternatives of Refiner Mechanical and Semi-Mechanical Pulp Mill Effluents", Proceedings of the 77th Annual Meeting Technical Section CPPA, Montréal, Canada, pp. A235-A253 (1991).
47. Beaudoin, L., Martineau, D., Rocray, J., Kenny, R., "L'approche environnementale de Tembec", Conférence CTE, Pointe-au-Pic, Québec, pp.1-9 (1993).
48. Chiemchaisri, C., Wong, Y. K., Urase, T., Yamamoto, K., "Organic Stabilization and Nitrogen Removal in Membrane Separation Bioreactor for Domestic Wastewater Treatment", Water Science Technology, 25 (10): 231-240 (1992).
49. Yamamoto, K., Win, K. M., "Tannery Wastewater Treatment Using a Sequencing Batch Membrane Reactor", Water Science Technology, 23: 1639-1648 (1991).
50. American Public Health Association, American Water Works Association et Water Environment Federation, "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater", 18^e éd., American Public Health Association, Washington, (1992).
51. Gouvernement du Québec, "Receuil des méthodes d'analyse relatives à l'application du Règlement sur les fabriques de pâtes et papiers (Q-2, r.12.1)", Les éditions Yvon Blais Inc. (1992).
52. Environnement Canada, "Enquête bibliographique sur la toxicité des effluents de l'industrie des pâtes et papiers pour les biocénoses aquatiques", Rapport SPE 4/PF/I, Ottawa, Environnement Canada, 183 p. (1987).
53. Environnement Canada, "Série de la protection de l'environnement, Méthode d'essai biologique: méthode de référence pour la détermination de la létalité aiguë d'effluents chez *Daphnia magna*", Ottawa, Environnement Canada, 18 p. (1990).
54. Environnement Canada, "Série de la protection de l'environnement, Méthode d'essai biologique: méthode de référence pour la détermination de la létalité aiguë d'effluents chez la truite arc-en-ciel", Ottawa, Environnement Canada, 17 p. (1990).

55. Environnement Canada, "Série de la protection de l'environnement, Méthode d'essai biologique: essai de toxicité sur la bactérie luminescente *Photobacterium phosphoreum*", Ottawa, Environnement Canada, 67 p. (1992).
56. Tappi, "Tappi Test Method: T222", vol. one, Tappi Press, Atlanta, U.S.A. (1991).
57. Tappi, "Tappi Useful Method: UM250", Tappi Press, Atlanta, U.S.A. (1991).
58. Gouvernement du Québec, "Pâtes et papiers - Détermination des acides gras et résiniques, Dosage par chromatographie en phase gazeuse couplée à un spectrophotomètre de masse après dérivation BSTFA, MENVIQ 88.01/414 - Aci. R. 1.3.", Québec, Gouvernement du Québec (1988).
59. Schmidt, S. R., Launsby, R. G., "Understanding Industrial Designed Experiments", 4^e éd., Air Academy Press, Colorado Springs, U.S.A., chapitre 3-5 (1994)
60. Vedry, B., "L'analyse écologique des boues activées", Christiant Drucker, Paris, France, chapitre 6 (1987).
61. Leclerc, H., Izard, D., Husson, M. O., Wattre, P., Jakubczak, E., "Microbiologie générale", Doins éditeurs, Paris, France, chapitre 2 (1983).
62. Beaudoin, L., Buisson, H., Zaidi, A., Lavallée, H.-C., Barbe, M., "Treatment of Selected CTMP and BCTMP Effluents by Ultrafiltration", Proceeding of the 1992 TAPPI Environmental Conference, Richmond, U.S.A., (Book 2), pp.721-730 (1992).
63. Jönsson, A.-S., "Ultrafiltration of Bleach Effluent", Nordic Pulp and Paper Research Journal, 1: 23-29 (1987).
64. Jönsson, A.-S., Peterson, E., "Treatment of C-Stage and E-Stage Effluents from a Bleach Plant Using a Ceramic Membrane", Nordic Pulp and Paper Research Journal, 1: 4-7 (1988).
65. Lo. S. N., Lavallée, H. C., Robowttom, R. S., Meunier, M. A., Zaloum, R., "Activated Sludge Treatment of TMP Mill Effluents - Part 2: Biokinetic Parameters and Effluent Treatment Strategies", Tappi Journal, 77 (11): 179-184 (1994).
66. Eckenfelder, W. W., Jr., "Water Quality Engineering for Practicing Engineers", Barne and Noble, New York, U.S.A., 156 p. (1970).

67. Lo, S. N., Liu, H. W., Rousseau, S., Lavallée, H. C., "Characterization of Pollutants at Source and Biological Treatment of a CTMP Effluent", Appita, 44 (2):133-138 (1991).
68. Liu, H. W., Lo, S. N., Lavallée, H. C., "Study on the Performance and Kinetics of Aerobic Biological Treatment of a CTMP Effluent", Pulp and Paper Canada, 94 (12): 172-177 (1993).
69. Lo, S. N., Garceau, J. J., Wusungu, I., Pineault, G., "Biological Oxidation of Concentrated High-Yield Bisulfite Spent Liquor", Pulp and Paper Canada, 78 (1): T69 (1977).
70. Magnustics Inc., "Stographics Plus Version 6, Reference Manual", Magnustics, Rockville, U.S.A. (1992).
71. Dorica, J., "Ultrafiltration of Bleach Plant Effluents - A Pilot Plant Study", Journal of Pulp and Paper Science, 12 (6): J172-J177 (1986).
72. Welander, T., Anaerobic Treatment of CTMP Effluent, Department of Applied Microbiology, Lund University, Lund, suède, 117 p. (1989).
73. Ouellet, J., "Les papetières répondent au défi du 30 septembre", Papetière du Québec, 6 (3):16-19 (1995).
74. Communication interne; Ministère de l'Environnement et de la Faune (1995).
75. Direction des politiques du secteur industriel, Guide technique sectoriel - Fabrication de pâtes et papiers, Ministère de l'Environnement et de la Faune du Québec, Novembre 1995.
76. Ministère de l'Environnement et de la Faune du Québec, Bilan annuel de conformité environnementale, Secteur des pâtes et papiers 1993, Gouvernement du Québec (1994).
77. Servizi, J.A., Gordon, R.W., "Detoxification of TMP and CTMP Effluents Alterning in a Pilot Scale Aerated Lagoon", Pulp and Paper Canada, 87 (11): T405-T409 (1986).
78. Bennett, D., Falter, C.M., Campbell, A.G., Reeser, P.E., Johnson, W.H., Gibson, L., "Efficiency of a Pilot-Scale Waste Treatment System to Reduce Toxicity of CTMP Effluents", Proceeding of the 1990 TAPPI Environmental Conference, U.S.A., pp. 321-331 (1990).

79. Beaudoin, L., Lavallée, H. C., Buisson, H., Zaidi, A., Barbe, M., "L'ultrafiltration: Technologie environnementale de l'avenir", Conférence CTE, Pointe-au-Pic, Québec, pp.3-5 (1992).
80. SSI Management Consultant, Experimental Optimizer, 1992.
81. SAS Institute Inc., SAS/QC Software: Reference, 6è ed., pp.347-357 (1989).
82. Bélisle, J. P., Desrosiers, J., "Introduction à la statistique", Gaëtan Morin éditeur, Chicoutimi, Canada, chapitre 2 (1985).
83. Kazmier, L. J., "Statistique de la gestion", Série Schaum, McGraw Hill, Montréal, Canada, chapitre 8 (1982).
84. Baillargeon, G., "Techniques Statistiques", Les éditions SMG, Trois-Rivières, Canada, chapitre 12 (1984).
85. Martel, J. M., Nadeau, R., "Statistique en gestion et en économique", Gaëtan Morin éditeur, Boucherville, Canada, chapitre 6 (1988).

ANNEXE I

Technologies existantes pour le traitement d'effluents de pâte chimicothermomécaniques (PCTM)

Depuis le début des années 80, le nombre d'usines produisant de la PCTM ou de la PCTM blanchie (PCTMB) a augmenté rapidement. Les raisons expliquant cette croissance rapide de la production mondiale de ce type de pâte sont qu'elles possèdent d'excellentes propriétés physiques (similaires à celles de pâtes chimiques) et qu'elles permettent l'obtention un rendement nettement supérieur aux pâtes chimiques (85-90 % pour les PCTM vs 43-48 % pour les pâtes chimiques) (72). Durant cette même période, les exigences environnementales des gouvernements ont beaucoup augmenté partout à travers le monde.

L'étude de ce type d'effluent devenait alors très importante puisqu'il n'était pas possible de récupérer les rejets de la mise en pâte, comme dans le cas de ceux des procédés chimiques, et qu'il fallait procéder au traitement direct de l'effluent brut. De plus, il fallait évaluer l'impact de ce type d'effluent sur l'environnement alors que la littérature était peu abondante sur le sujet. Pour arriver à respecter les nouvelles normes environnementales, les usines de PCTM devaient d'abord envisager des mesures internes (changement dans les procédés de fabrication), suivi de mesures externes (divers types de traitement des effluents) (3). Dans cette section, nous nous limiterons surtout aux mesures externes privilégiées par les compagnies pour réduire leurs rejets.

La première étape a d'abord consisté à réaliser des projets visant la réduction des rejets de solides en suspension. Pour ce faire, les compagnies ont toutes, pour la plupart, opté pour l'utilisation de décanteurs (une technologie connue et éprouvée) afin de contrôler et de réduire ces rejets. La flottation était aussi une technologie disponible mais encore peu utilisée à l'époque. L'enlèvement des solides en suspension ne fut toutefois pas le

principal problème de traitement auquel devaient faire face les usines de PCTM. Le contrôle des rejets de matières dissoutes, en termes de demande biochimique en oxygène (DBO), et l'assurance de l'obtention d'un rejet final non toxique (CL-50 = 100% V/V) constituaient des défis beaucoup plus grands. Pour ce faire, les compagnies ont opté pour l'implantation de systèmes de traitements secondaires. Parmi ces derniers, le système opérant en mode de boues activées conventionnel fut le plus employé. Toutefois, les temps de rétention nécessaires pour obtenir de bons enlèvements de la DBO et d'acides gras et résineux (AGR) sont en général assez longs et les conceptions devaient prendre ces éléments en considération.

Actuellement au Québec, plusieurs usines fabriquent de la pâte chimicothermomécanique. La plupart de celles-ci utilisent un mélange d'épinette et de sapin baumier pour fabriquer une pâte à papier journal et utilisée en appoint pour différents grades d'autres papiers. Le tableau de la page suivante présente quelques exemples d'usines fabricant de la PCTM au Québec et indiquant les types de systèmes de traitement primaire et secondaire (46,73,74).

La composition des effluents générés par le raffinage mécanique des copeaux ainsi que par les procédés semi-mécaniques à base de sulfite de sodium est très différente de ceux générés par les procédés chimiques. Les effluents issus des procédés mécaniques sont trop dilués pour être directement incinérés ou permettre une récupération rentable des produits chimiques (46). Toutefois, ces effluents sont fortement toxiques et très concentrés en contaminant de sorte que l'utilisation de traitements biologiques conventionnels doit faire l'objet d'une conception très articulée. Initialement, plusieurs problèmes furent rencontrés lors de la réalisation des essais préliminaires pour le développement de systèmes biologiques pour le traitement des effluents de PCTM. L'efficacité d'enlèvement des contaminants était insuffisante pour répondre aux normes et la technologie habituellement employée a dû être adaptée (entre autres, augmentation du temps de rétention hydraulique et de l'aération).

Usine	Espèce utilisée	Produit fabriqué	Traitement primaire	Traitement secondaire
Abitibi-Price Beaupré	Épinette Sapin	Pâtes spéciales	Décanteur	Boues activées
Abitibi-Price Jonquière	Épinette Sapin	Pâtes spéciales	2 Décanteurs	Boues activées
Produits forestiers Alliance Dolbeau	Épinette Pin Sapin	PTM/PCTM	1 Décanteur	Boues activées
Kruger Trois-Rivières	Épinette Sapin	PCTM	1 Décanteur	Boues activées
Stone-Consol. Shawinigan	Épinette Sapin Pin	PCTM	1 Décanteur	Réacteur biologique séquentiel
Temcell Témiscaming	Épinette Sapin Tremble	PCTMB	2 Décanteurs 1 Flottateur	Boues activées
Uniforêt Port-Cartier	Épinette	PCTMB	1 Décanteur	Évaporation Étang aéré

Les effluents associés à la production des pâtes chimicothermomécanique possèdent une DBO₅ supérieure à celle des effluents provenant de la fabrication des pâtes Kraft ou mécanique de meule. La DBO₅ de ce type d'effluent est toutefois inférieure à celle des vieux procédés au sulfite/bisulfite sans récupération, soit comme ceux que l'on retrouvait il y a la fin des années 70 au Québec. La toxicité des effluents associés à la production des pâtes chimicothermomécaniques est de beaucoup supérieure à celle provenant des autres procédés. Ceci est principalement dû à la forte concentration en acides gras et résineux présents dans ces effluents (46).

La sévérité des conditions de raffinage des pâtes est un facteur déterminant de la valeur de la DBO₅ et de la toxicité de l'effluent obtenu. L'alcalinité et la charge

d'imprégnation de la liqueur, la température de préchauffage, le temps de traitement et la pression de raffinage influencent tous aussi la charge que l'on retrouvera à l'effluent final de l'usine. De plus, lorsqu'un blanchiment au peroxyde d'hydrogène est utilisé, la charge en peroxyde, en soude caustique et autres agents tampons contribuent aussi à la charge de l'effluent final. Quant au procédé de mise en pâte, l'effluent du lavage de la PCTM est la principale source de libération de contaminants en termes de DBO, de DCO et d'AGR. La matière première joue également un rôle sur la quantité de contaminants générés à l'effluent. Par exemple, les copeaux fraîchement coupés produisent un effluent plus toxique que les copeaux plus âgés. Les copeaux de bois mou (résineux) engendrent une DBO₅ et une toxicité plus élevées que ceux de bois dur. Le pin produit un effluent plus toxique que le mélange épinette/sapin. Finalement, un contenu élevé en écorces contribue aussi à l'obtention d'une DBO plus élevée (46). Le tableau suivant présente les caractéristiques moyennes de polluants conventionnels (MES, DBO₅) présents dans les effluents en provenance de la production de PCTM, ainsi que les débits d'eau moyens utilisés (75).

ÉTAPES DES PROCÉDÉS (PCTM)	DÉBIT m ³ /t	MES kg/t	DBO ₅ kg/t
Lavage des copeaux	3,5 - 7	5,2 - 6,9	3 - 5
Imprégnation des copeaux	1,5 - 2	0,3 - 0,5	0,5 - 2
Récupération de la vapeur	3 - 7	3 - 5	3 - 8
Lavage interstage	8 - 15	10 - 16	8 - 25
Épuration de la pâte	0,5 - 0,8	5 - 10	2 - 10
Épaississement		Variable	
Total	17 - 33	25 - 44	19 - 56

Les débits et les charges moyennes journalières rejetés par différentes usines de PCTM au Québec en 1993 sont présentés au tableau suivant (46,76). Dans les années futures, puisque les usines s'orientent de plus en plus vers la fermeture de leur circuit d'eau, les effluents à traiter deviendront de plus en plus concentrés et donc plus difficiles à traiter par les systèmes de traitement biologiques conventionnels.

USINE	DÉBIT m ³ /j	MES kg/j	DBO _s kg/j
Abitibi-Price Beaupré	30 000	3 000	15 000
Abitibi-Price Jonquière	67 000	3 000	7 000
Kruger Trois-Rivières	68 000	5 000	22 000
Produits forestiers Alliance Dolbeau	33 000	2 000	11 000
Stone-Consol. Shawinigan	47 000	6 000	15 000
Tembec Témiscaming	213 000	15 000	93 000
Uniforêt * Port-Cartier	37 000	5 000	14 000

*: Données de 1989

Les traitements biologiques des usines du Québec n'étant en opération que depuis peu en raison de normes à respecter pour le 30 septembre 1995, les données concernant les performances de ces systèmes de traitement ne sont pas disponibles. Toutefois, dans la littérature, on retrouve certaines données à cet égard, y compris les performances de systèmes physico-chimiques pour le traitement des effluents de PCTM.

Les premières données rendus disponibles nous provenaient de la compagnie Quesnel River Pulp en Colombie-Britanique. Cette compagnie a modifié son procédé PTM pour un procédé PCTM en 1983. À compter de ce moment, les problèmes d'opération du système de traitement biologique (lagunes aérées) ont commencé. Pour remédier à ces derniers, la compagnie a procédé à diverses modifications dont, en particulier, l'augmentation de 225% de la capacité d'aération de ces lagunes. Malgré ces modifications, la compagnie n'a pas réussi à respecter les normes provinciale et fédérale de toxicité. Divers essais ont été effectués pour identifier la cause de ces problèmes, laquelle fut cernée comme étant la présence d'acide gras et résineux et d'ammoniaque contenu dans l'effluent final. Pour en arriver à obtenir des enlèvements satisfaisants, le temps de rétention hydraulique nécessaire aurait du être augmenté à sept jours. Puisque le temps de rétention fut jugé trop long, la compagnie a décidé d'installer un système de traitement combiné anaérobie-aérobio (77).

D'autre part en 1990, divers essais ont été effectués à l'Université d'Idaho aux États-Unis pour traiter deux différents types d'effluents de PCTM en utilisant des fossés d'oxydation. Les résultats obtenus ont démontré que, même en utilisant des temps de rétention très longs (3 jours), la toxicité résiduelle de l'effluent demeurait dans certains cas. Les chercheurs de cette université ont attribué la toxicité résiduelle de l'effluent à la présence d'ammoniaque ou de nitrite en raison des longs temps de rétention hydraulique utilisés (78).

Par ailleurs, une étude sur l'effet du temps de rétention hydraulique fut effectuée en 1994 au Centre de Recherche en Pâtes et Papiers de l'Université du Québec à Trois-Rivières avec des systèmes classiques de boues activées. Il fut démontré que l'augmentation du temps de rétention hydraulique de 0,5 à 2 jours assurait une amélioration des performances d'enlèvement de la DBO et des AGR. On a du même coup déterminé les constantes cinétiques régissant les enlèvements de la DBO et des AGR. Dans ce dernier cas, des temps de rétention longs sont aussi nécessaires pour obtenir des enlèvements satisfaisants (68).

En raison des nombreux et différents problèmes rencontrés avec les systèmes de traitements aérobies conventionnels (long temps de rétention hydraulique et toxicité résiduelle possible), certaines usines ont opté pour le remplacement partiel ou total des traitements primaire et secondaire par des mesures internes combinées avec des traitements physico-chimiques, tel le cas de l'usine Millar Western à Meadow Lake en Saskatchewan et de l'usine Louisiana - Pacific à Chetwynd en Colombie - Britannique. Ces deux usines complètent leur système de traitement interne des effluents par un système de flottation à l'air dissous (46).

L'usine Millar Western à Meadow Lake en Saskatchewan utilise une combinaison évaporation - fournaise de récupération pour traiter son effluent total. Les seuls rejets à l'environnement de cette usine sont la vapeur, des résidus de bois et les produits solides obtenus de la fournaise de récupération. L'usine traite également son eau d'alimentation au moyen de membranes. Elle ne rejette donc aucun effluent. L'usine Louisiana - Pacific, quant à elle, a d'abord fait appel à une combinaison cristallisation à froid et évaporation. Dans cette usine, six boucles de récupération d'eau avaient été implanté avant la mise en place du système de traitement des eaux (46). Toutefois, en raison de difficulté d'opération, elle a opté pour le même type de traitement que l'usine Millar Western à Meadow Lake. D'ailleurs, deux usines au Québec ont récemment opté pour le circuit fermé avec évaporation des effluents. Ces usines sont Uniforêt à Port-Cartier et Carton St-Laurent à Matane. Les paragraphes qui suivent décrivent les avantages et les inconvénients des technologies d'évaporation et de cristallisation à froid pour le traitement des effluents de PCTM (79).

Les systèmes par évaporation sont les seuls à pouvoir concentrer les liquides de 20% à 60% de solides. Cette technologie est bien établie et son efficacité énergétique peut être augmentée par l'utilisation de multi-effets ou la recompression de vapeur. Toutefois, cette technologie requiert tout de même des quantités d'énergie importantes et ce, spécialement pour le traitement des effluents dilués. L'application de cette technologie provoque aussi divers problèmes de corrosion associés aux hautes

températures et on y remarque aussi la présence de composés volatils dans le condensat.

Pour ce qui est de la cristallisation à froid, les problèmes de corrosion sont minimes. Cette technologie permet l'enlèvement des solides dissous et représente un potentiel intéressant du point vu énergétique par rapport à l'évaporation. De plus, avec cette technologie, le matériel volatil est retenu dans le concentré. Cependant, la cristallisation à froid requiert des coûts en capital élevés spécialement pour les effluents dilués. De plus, certaines difficultés techniques ne sont pas encore résolues (ex: lavage des cristaux de glace). Cette technologie est aussi limitée dû au fait quelle permet une concentration maximum pratique de 20% à 25%.

L'application de ces technologies est intéressante et peut aussi être jumelée à des systèmes de membranes pour améliorer encore la qualité de l'effluent produit et permettre un recyclage plus complet de l'eau à l'intérieur du procédé. Toutefois, l'utilisation de ces nouvelles technologies pour effectuer la fermeture des circuits est plus facilement applicable aux usines récentes. En effet, la fermeture des circuits, pour être rentable, demande le traitement d'un effluent le plus concentré possible. Dans les usines plus vieilles, il est très difficile d'obtenir des effluents concentrés car les débits d'eau utilisés pour la production sont beaucoup plus élevés que dans les usines modernes ($20\text{-}30 \text{ m}^3/\text{t}$ vs $10\text{-}15 \text{ m}^3/\text{t}$).

Finalement, certaines usines ont opté pour des systèmes de traitement anaérobie ou des combinaisons de traitement anaérobie-aérobie. L'effluent de PCTM possède une forte toxicité envers les bactéries méthanogènes, ce qui empêche le traitement de ceux-ci par les traitements anaérobies conventionnels. Il fut aussi démontré que le peroxyde d'hydrogène est un composé présent dans ce type d'effluent en concentrations très variables et qu'il peut causer une très forte inhibition des bactéries méthanogènes. Un système de prétraitement a donc été développé en Suède pour l'enlèvement du peroxyde d'hydrogène avant le traitement biologique. Les autres

composés toxiques présents dans l'effluent sont aussi enlevés lors du prétraitement par addition d'ions aluminium. Toutefois, malgré ce prétraitement, l'effluent final obtenu après le traitement anaérobiose demeure毒ique (72).

Les meilleurs résultats ont été obtenus en combinant un système de traitement anaérobiose avec un système aérobie. Cette combinaison nécessite aussi l'utilisation d'un système de prétraitement pour l'enlèvement du peroxyde d'hydrogène. La partie anaérobiose du traitement peut enlever environ 40% de la DCO et 75% de la DBO, alors que l'enlèvement global du système (incluant le post-traitement aérobie) est de 60% pour la DCO et de plus de 90% pour la DBO. On a pu démontrer que le traitement anaérobiose enlève l'acétate, le méthanol et les carbohydrates alors que le post-traitement aérobie enlève les extractibles et le reste des substrats. L'effluent final obtenu est habituellement non-toxique (72).

On constate donc que le traitement des effluents de PCTM est complexe et que les conditions d'opération pour l'obtention d'un effluent respectant les normes passent inévitablement par l'utilisation d'un temps de rétention hydraulique assez long. De plus, dans certain cas, l'atteinte d'un effluent non-toxique demeure parfois encore un problème. L'utilisation des bioréacteurs à membranes semblait alors une voie intéressante pour réduire les temps de rétention hydraulique nécessaire au traitement et assurer une meilleure constance dans l'obtention d'un effluent non-toxique.

ANNEXE II

Principe mathématique entourant le design de type "d-optimal"

Le design de type "D-Optimal" est un design expérimental qui minimise le nombre d'essais à effectuer à partir du degré de liberté nécessaire pour analyser les effets désirés. Le design de type "D-Optimal" n'est pas nécessairement orthogonal ou balancé. Il minimise le nombre de facteurs confondus. Son application prend de plus en plus d'ampleur dans le monde du design expérimental. En effet, puisque de façon générale, le temps et les coûts associés à la réalisation des essais est très élevé, l'ensemble des entreprises tentent de minimiser au maximum les coûts reliés à la recherche. L'utilisation de designs expérimentaux et en particulier de design de type "D-Optimal" s'inscrit dans cette nouvelle optique. Plusieurs logiciels de calcul statistiques récents comme RS/Discover, SAS, E-Chips et Catalyst peuvent générer un design de type "D-Optimal" pour un nombre désiré d'essais (59).

"Critère de D-Optimalité"

Si on nomme la matrice de notre design X et qu'on la multiplie (X) par sa transposé (X'), on obtient une nouvelle matrice $X'X$. La "D-Optimalité" réfère à un design qui maximise le déterminant de la matrice $X'X$. La "D-Optimalité" est exprimée par la "Valeur D" (Valeur $D = |X'X|$). La valeur optimale de D varie en fonction de " n " (le nombre d'essais). Pour certaines valeurs de " n ", le design sera orthogonal. Quand la valeur de " n " est associée à un design orthogonal, les valeurs des colonnes "+" et "-" doivent être générées de façon à maximiser $|X'X|$ (59).

La matrice X utilisée aura donc " n " rangées et $(p+1)$ colonnes. Celles-ci permettra donc d'utiliser " n " essais à l'intérieur d'un design pour quantifier " p " effets. On doit utiliser " $p+1$ " colonnes puisqu'une colonne additionnelle est nécessaire pour calculer l'ordonnée à l'origine de l'équation de régression. En effet, le nombre minimal d'essai est égal $1 + \text{nombre de variables} + \text{nombre d'effets non-linéaires} + \text{nombre d'interactions}$ (80).

La matrice X aura ainsi la forme suivante:

No essai	Ord. à l'origine	Effets					
1	1	x_{11}	x_{12}	x_{13}	x_{14}	...	x_{1p}
2	1	x_{21}	x_{22}	x_{23}	x_{24}	...	x_{2p}
3	1	x_{31}	x_{32}	x_{33}	x_{34}	...	x_{3p}
4	1	x_{41}	x_{42}	x_{43}	x_{44}	...	x_{4p}
.
.
.
n	1	x_{n1}	x_{n2}	x_{n3}	x_{n4}	...	x_{np}

Donc, la matrice de la "somme des carrés" générée par le calcul de $X'X$ sera donc la suivante:

n	$\sum x_{12}$	$\sum x_2$	$\sum x_3$	$\sum x_4$...	$\sum x_p$
x_1	$\sum x_1$	$\sum x_{12}x_2$	$\sum x_1x_3$	$\sum x_1x_4$...	$\sum x_1x_p$
x_2	$\sum x_1x_2$	$\sum x_2$	$\sum x_{22}x_3$	$\sum x_2x_4$...	$\sum x_2x_p$
x_3	$\sum x_1x_3$	$\sum x_2x_3$	$\sum x_3$	$\sum x_3x_4$...	$\sum x_3x_p$
.
.
.
x_p	$\sum x_1x_p$	$\sum x_2x_p$	$\sum x_3x_p$	$\sum x_4x_p$...	$\sum x_p^2$

Il s'agit donc de trouver quel design maximisera la déterminant de cette deuxième matrice. Le calcul itératif pour maximiser le déterminant est très complexe puisque le nombre de design possible est très élevé et ce même pour un très petit nombre de variable à tester.

Le logiciel utilisé pour établir le design de type "D-Optimal" utilise la "Méthode d'échange" pour la détermination du design optimal. Cette méthode produit de bon design avec de faibles temps de calcul. D'autres méthodes produisent des design de qualité légèrement supérieure mais avec des temps de calcul beaucoup plus long.

La première étape du calcul consiste à codifier les valeurs attribuées aux paramètres mesurés (par exemple des valeurs variant de +1 à -1 pour respectivement, les valeurs maximales et minimales attribuées aux paramètres).

La deuxième étape consiste en la formation du design initial. Le design initial choisi par le logiciel en est un de type "une variable à la fois". Ce type de design consiste à effectuer la variation d'une variable à la fois et ce pour chacun des niveaux testés. Pour la première expérience, toutes les variables sont mises à leur niveau minimum, ensuite on ajoute un essai pour chaque variable testée où chacune de celles-ci sont placés à tour de rôle à leur niveau maximum. Chacun de ces essais a pour but de tester les effets linéaires de chacune des variables. Finalement, on ajoute encore un essai pour chaque variable testée où chacune de celles-ci sont placés à tour de rôle à leur niveau minimum. Chacun de ces essais a pour but de tester les effets non-linéaires de chacune des variables.

Il n'existe pas de choix idéal pour le design expérimental initial. Cela est dû au fait que le calcul du déterminant de la fonction $X'X$ est très complexe et qu'il contient plusieurs maximums locaux. Le choix du design expérimental initial pour le logiciel s'est fait à partir d'essais ayant pour but l'optimisation de la pertinence des résultats et le temps de calcul nécessaire.

Une fois que le design expérimental est créé, le logiciel choisi utilise un algorithme itératif qui améliore le design. Cet algorithme comporte trois étapes:

Premièrement, on choisit le point, parmi tous les points du design, ayant la plus grande erreur de prédiction et on l'ajoute au design.

Après cette première étape, le design possède une expérience de plus que désiré, le programme détermine donc le point du design ayant la plus petite erreur de prédiction et enlève ce point du design.

Finalement, l'erreur moyenne de prédiction du nouveau design est comparée avec l'erreur moyenne du design initial. Si la différence entre les deux itérations est de moins de 0,01 la boucle d'itération s'arrête. Sinon, on reprend l'étape un à partir du design modifié obtenu à l'étape 2.

Cette méthode permet donc de maximiser le déterminant de la matrice $\mathbf{X}'\mathbf{X}$. En effet, le fait d'ajouter un point avec une erreur de prédiction maximum provoque une augmentation maximum du déterminant de la matrice $\mathbf{X}'\mathbf{X}$ et donc une amélioration maximale du design entier. De façon inverse, le fait d'enlever un point avec une erreur de prédiction minimale provoque une diminution minimale du déterminant de la matrice $\mathbf{X}'\mathbf{X}$ et donc une dégradation minimale du design entier.

L'erreur de prédiction décrite dans les paragraphes précédents peut être définie comme suit:

$$\frac{EOP}{\sigma} = \sqrt{\mathbf{x}_o^T (\mathbf{X}'\mathbf{X})^{-1} \mathbf{x}_o}$$

où: EOP: Erreur de prédiction

σ : Erreur expérimentale

\mathbf{x}_o : Point du design pour lequel l'erreur de prédiction est calculée

\mathbf{X} : La matrice du design expérimental

On peut aussi définir un autre paramètre relatif au design de type "D-Optimal". Il s'agit de la "D-Efficacité". La "D-Efficacité" peut être définie comme suit:

$$D\text{-Efficacité} = 100 \left(\frac{|X'X|^{1/p}}{N_D} \right)$$

où: p: Le nombre de variables indépendantes dans le modèle linéaire
 N_D: Le nombre de points du design

La "D-Efficacité" est reliée au nombre d'essais requis (exprimé en pourcentage) pour obtenir le même |X'X| en comparaison avec un hypothétique design orthogonal. Cet indicateur est une mesure de la qualité du design en comparaison avec un design orthogonal théorique. Cette efficacité ne mesure pas de façon absolue la qualité du design et n'indique en rien son efficacité versus un autre type de design (Tagushi, CCD ou autres) (81).

Autant que possible, en design expérimental, on doit éviter d'utiliser un design comportant moins d'essais que ceux nécessaires à l'orthogonalité. En effet, le manque d'orthogonalité engendre des effets confondus et complique leurs analyses. Toutefois, dans certaines situations, il est trop coûteux ou impossible de générer un design fractionnel orthogonal. Dans ces cas, l'utilisation d'un design de type "D-Optimal" devient très utile.

Avantages et inconvénients de l'utilisation d'un design de type 'D-Optimal'

Les avantages du design de type "D-Optimal" sont les suivants (59,81):

- 1) Capacité de manipuler différents types de facteurs sur différents niveaux
- 2) Possibilité d'analyser plusieurs variables avec un minimum d'effort

- 3) Minimise la variation des variables incontrôlées
- 4) Design sur mesure et fonction du procédé et des produits à analyser
- 5) Possibilité de construction d'un design à partir de résultats expérimentaux existants
- 6) Possibilité de concentrer le design sur les effets et les interactions désirés
- 7) Possibilité d'exclusion de points impossibles à expérimenter ou inutile

Les principaux inconvénients reliés à l'utilisation du design de type "D-Optimal" sont les suivants:

- 1) Possible non orthogonalité
- 2) Le besoin de l'utilisation de logiciel spécialisé pour établir le nombre d'essais requis et la valeur des points expérimentaux à tester
- 3) Les calculs itératifs peuvent être longs pour les designs de grande dimension

Puisque pour nos expérimentations le temps pour la réalisation des essais était très long (un mois et plus) et que les coûts de transport de l'affluent en provenance de l'Abitibi étaient très élevés, on devait trouver une façon d'obtenir un maximum d'information et ce avec un minimum d'essai. L'utilisation d'un design de type "D-Optimal" s'avérait donc une solution toute trouvée dans notre cas.

ANNEXE III

Méthodes statistiques employées

1. Méthodes statistiques employées dans les sections 5.3

Dans la section 5.3.1, les résultats présentés proviennent de calculs de régression linéaire. L'applicabilité des modèles testés est évaluée, dans un premier temps, en termes de coefficient de corrélation linéaire. Les tests de Student et Fisher et le niveau de probabilité "p" furent aussi employés pour vérifier la pertinence des paramètres d'opération à l'intérieur des modèles. Pour en arriver à calculer les valeurs critiques de ces trois tests, divers calculs préliminaires sont nécessaires. Donc, avant de présenter en détails les méthodes de calcul de ces différents tests, les méthodes de calcul employées pour la moyenne, la variance, l'écart type et l'intervalle de confiance seront décrites.

Calcul de la moyenne arithmétique

La moyenne arithmétique est définie comme la somme des valeurs de chacun des résultats divisée par le nombre de résultats. On peut calculer la moyenne arithmétique comme suit (70):

$$\bar{x} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n x_i$$

ici: \bar{x} = moyenne arithmétique des observations

n = nombre d'observations

x_i = valeur de chacune des observations

Calcul de la variance

La variance est définie comme la moyenne arithmétique des carrés des écarts à la moyenne. L'un des désavantages de la variance est que cette caractéristique s'exprime en carré des unités de la variable étudiée. Une façon de contourner ce problème consiste à considérer l'écart-type. On peut calculer la variance comme suit (70):

$$s^2 = \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2$$

ici : s^2 = variance

Calcul de l'écart-type

L'écart-type est défini comme la racine carrée de la variance. Il s'agit de la mesure de dispersion la plus usuelle. Cette caractéristique mesure la concentration de la distribution d'une variable autour de sa moyenne. On peut le calculer comme suit (82):

$$s = \sqrt{s^2}$$

ici: s = écart-type

Calcul de l'intervalle de confiance de la moyenne

L'intervalle de confiance de la moyenne est un intervalle d'estimation de la moyenne de la population, établi symétriquement autour de la moyenne d'échantillonnage, et tel que la probabilité pour que l'intervalle recouvre la moyenne de la population puisse être fixée à l'avance. L'intervalle de confiance peut être déterminé mathématiquement de la façon suivante (70 et 83):

$$\bar{x} \pm t_{n-1, \alpha/2} \frac{s}{\sqrt{n}} \text{ ou } t_{n-1, \alpha/2} = \frac{\bar{x} - \mu_0}{\frac{s}{\sqrt{n}}}$$

ici: α = probabilité de commettre une erreur dans l'évaluation du paramètre
 μ_0 = valeur hypothétique de la moyenne

La probabilité choisie pour calculer l'intervalle fut de 95%. La figure ci-dessous donne un exemple d'intervalle de confiance selon l'écart-type (59).

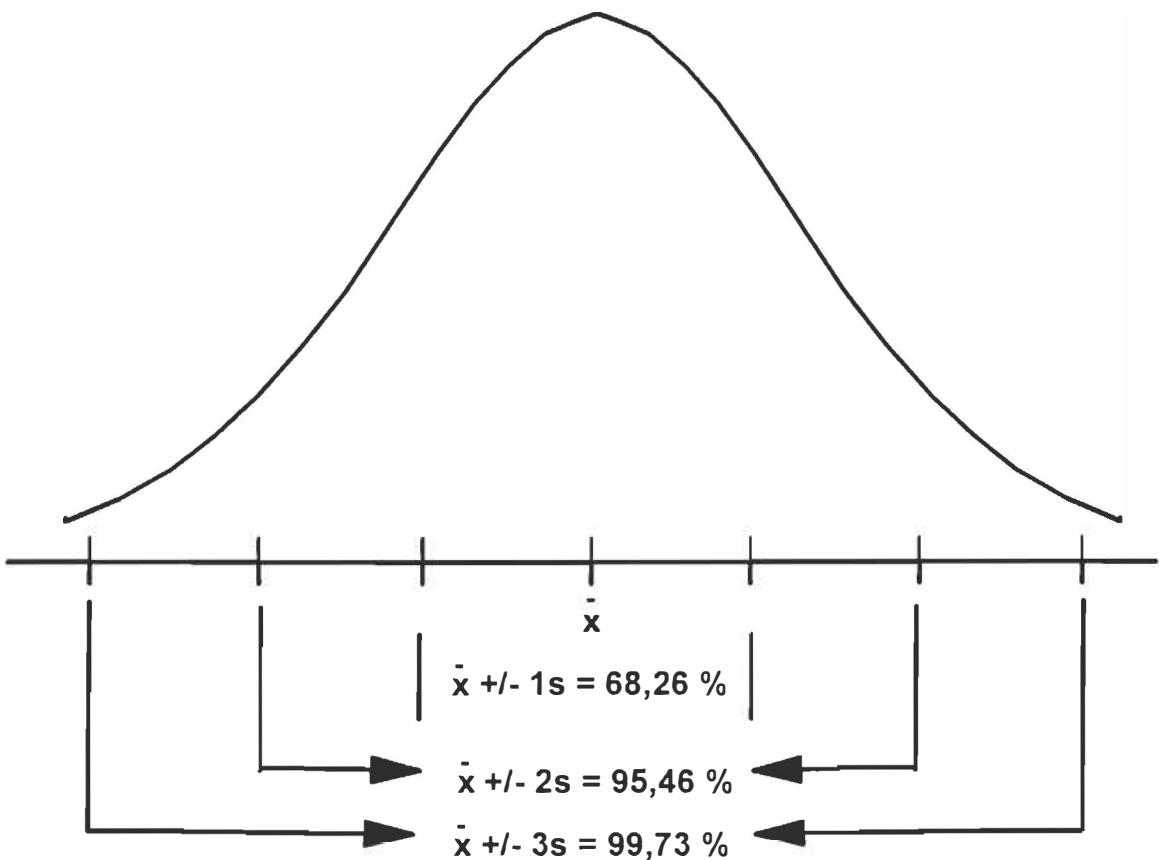


Illustration de l'intervalle de confiance en fonction de l'écart-type

Méthode de calcul employée pour le calcul de la régression linéaire

La méthode employée pour le calcul de la régression linéaire utilise les moindres carrés pour déterminer les paramètres a et b d'une équation prenant la forme $y = ax + b$. Les coefficients a et b sont calculés de la façon suivante (59):

$$a = \frac{\sum_{i=1}^n x_i y_i - \frac{\sum_{i=1}^n x_i \sum_{i=1}^n y_i}{n}}{\sum_{i=1}^n x_i^2 - n \bar{x}^2} \quad \text{et} \quad b = \bar{y} - a \bar{x}$$

ici: a = pente

b = ordonnée à l'origine

\bar{x} et \bar{y} = moyenne arithmétique des observations en x et y respectivement

x_i et y_i = valeur de la i ème observation en x et y respectivement

Calcul de coefficient de corrélation linéaire

Le coefficient de corrélation linéaire, noté r , est un nombre sans dimension qui mesure l'intensité de la liaison linéaire entre la variable indépendante et la réponse observée (59). Cet indice peut être calculé à l'aide la formule suivante (59):

$$r = \frac{\sum_{i=1}^n x_i y_i - \frac{\sum_{i=1}^n x_i \sum_{i=1}^n y_i}{n}}{\sqrt{(\sum_{i=1}^n x_i^2 - n \bar{x}^2) (\sum_{i=1}^n y_i^2 - n \bar{y}^2)}}$$

ici: r = coefficient de corrélation linéaire

Le coefficient de corrélation linéaire est un nombre compris entre -1 et +1. Un coefficient de corrélation égal à zéro indique l'absence de corrélation, tandis qu'un coefficient égal à -1 ou +1 indique une corrélation parfaite (84).

Test de Student

Lorsque l'échantillonnage s'effectue à partir d'une population normale de variance inconnue et que la taille d'échantillon est petite ($n < 30$), l'estimation de la variance σ^2 par s^2 n'est plus fiable. Elle varie trop d'un échantillon à l'autre. Sous ces conditions, on ne peut donc pas établir un intervalle de confiance pour μ avec les valeurs tabulées de la loi normale centrée réduite (ceci exige une autre distribution soit la distribution de Student.).

Le calcul du t est effectué de la façon suivante (85):

$$t = \frac{\bar{x} - \mu_0}{s/\sqrt{n}}$$

Les valeurs tabulées du t de Student (t_c) sont liées aux valeurs de α (probabilité complémentaire au niveau de confiance $1 - \alpha$) ou encore au seuil de signification d'un test d'hypothèse et à un nombre de degré de liberté. Ils sont utilisés pour déterminer si un paramètre d'opération est significatif ou non.

Test de Fischer

Le " F_0 " peut être calculé de la façon suivante (59):

$$F_0 = \text{MSB}/\text{MSE} \quad \text{où} \quad \text{MSB} = n(\Delta)^2/4 \quad \text{et} \quad \text{MSE} = \text{SSE}/(n-p)$$

ici: MSB = Différence moyenne au carré entre la valeur estimée et la valeur réelle

MSE = Moyenne au carré de la somme des erreurs

Δ = Différence entre la valeur estimée et la valeur réelle

p = nombre total de termes utilisés dans le modèle (incluant la constante)

SSE = Somme des erreurs au carré

Les valeurs tabulées de F (F_c) liées aux valeurs de α (probabilité complémentaire au niveau de confiance $1 - \alpha$) ou encore au seuil de signification d'un test d'hypothèse et à un nombre de degré de liberté sont utilisées pour déterminer si un paramètre d'opération est significatif ou non. Une "règle du pouce" peut aussi être employée pour décider de l'importance d'un terme dans une équation à partir des valeurs de " F_0 " calculées:

$F_0 < 4,0$ implique que le terme peut être rejeté du modèle

$F_0 > 6,0$ implique que le terme est significatif et doit être gardé à l'intérieur du modèle

$4,0 < F_0 < 6,0$ est une zone grise plus ou moins déterminée

Cette "règle du pouce" tient compte d'un niveau de confiance de 95% et d'un nombre de degrés de liberté normal. Il est bon de noter qu'il ne s'agit toutefois que d'une "règle du pouce" et que tous les autres facteurs statistiques doivent être pris en compte avant de rejeter ou de conserver un paramètre indépendant d'un modèle donné.

Niveau de probabilité "p"

Ce paramètre représente la probabilité de l'insertion d'un paramètre indépendant non significatif à l'intérieur du modèle (70). Une "règle du pouce" similaire à celle décrite pour le test de Fischer peut aussi être utilisée pour le test de proportion "p":

$p < 0,05$ implique que le terme est significatif et doit être gardé à l'intérieur du modèle

$p > 0,10$ implique que le terme peut être rejeté du modèle

$0,05 < p < 0,10$ est une zone grise plus ou moins déterminée

À la section 5.3.2, on utilise en plus des méthodes statistiques de la section précédente, des méthodes de calcul pour les régression multiples. Les diagrammes de Pareto ont aussi été utilisés pour faciliter la détermination des paramètres d'opération les plus significatifs.

Diagramme de Pareto ("régulier")

Le diagramme de Pareto "régulier" permet de visualiser rapidement l'effet de chacun des paramètres d'opération testés, sur une réponse, sous forme d'histogrammes (70).

Diagramme de Pareto standardisé

Le diagramme de Pareto standardisé permet quant à lui, de visualiser rapidement l'importance relative de chacun des effets analysés. Ce type de diagramme est similaire à un diagramme de Pareto régulier sauf que les effets sont divisés par leur erreur standard respective. Le diagramme de Pareto standardisé inclus aussi une ligne verticale qui délimite les paramètres indépendants significatifs et non significatifs. Cette limite est basée sur une valeur critique de "t" (t_c) pour un α de 0,05. Tous les effets dépassant cette ligne verticale peuvent être considérés comme significatifs (70).

Calcul du coefficient de corrélation multiple au carré et du coefficient de corrélation multiple ajusté au carré

Le coefficient de corrélation multiple au carré est dépendant du nombre de termes du modèle et de la taille de l'échantillon. Il est donc possible en augmentant le nombre de termes du modèle d'augmenter ce coefficient à des valeurs près de 1,0. Afin de pouvoir comparer des modèles ayant peu de termes à des modèles en comprenant un plus grand

nombre de termes, il est préférable d'utiliser le coefficient de corrélation ajusté au carré. Ce dernier tient compte du nombre d'essais et du nombre de termes (degré de liberté). Le coefficient de corrélation ajusté au carré peut être calculé à l'aide de la formule suivante (59):

$$r_{aj}^2 = 1 - \left(\frac{n - 1}{n - p} \right) (1 - r^2)$$

Degré de liberté

Le nombre de degrés de liberté est une quantité qui est toujours associée à une somme de carrés et représente généralement le nombre d'écart indépendants dans le calcul de cette somme de carrés, c'est-à-dire le nombre d'écart nécessaire au calcul de la somme de carrés moins le nombre de restrictions sur ces écarts. Dans un modèle de régression, le degré de liberté est égal au nombre de données analysées moins le nombre de termes utilisés dans le modèle (59).

Utilisation des valeurs codifiées dans les modèles multivariables par régression

L'utilisation des valeurs codifiées est justifiée par la possibilité de multicolinéarité entre les paramètres testés (59). La méthode de calcul employée pour codifier les paramètres (valeur relative) ou les ramener en valeurs absolues est présentée ci-dessous:

Équation pour le passage des valeurs réelles aux valeurs codifiées:

$$x_j = 2 \frac{f_j - \bar{f}_j}{d_j}$$

Équation pour le retour des valeurs codifiées aux valeurs réelles:

$$f_j = \frac{x_j d_j}{2} + \bar{F}_j$$

ici: x_j = Valeur codifiée du paramètre j

f_j = Valeur réelle du paramètre j

\bar{F}_j = Valeur réelle moyenne du paramètre j

d_j = Différence entre les valeurs maximale et minimale du paramètre j en valeur réelle

Pour les sections 5.3.3 à 5.3.5, seuls les calculs de régression linéaire simple ont été utilisés. Les méthodes statistiques équivalentes ont donc déjà été décrites pour la section 5.3.1.

2. Méthodes statistiques employées dans les sections 5.4 et 5.5

Dans cette section, on présente les résultats sous forme de performances moyennes (regroupant les quatre ou cinq dernières analyses de la période d'équilibre testée). Pour compléter la présentation des résultats, on ajoute à ce résultat l'intervalle de confiance de cette moyenne. Pour déterminer l'intervalle de confiance, on doit calculer l'écart-type (et donc la variance). Toutes ces méthodes de calcul ont déjà été décrites pour la section 5.3.1.

3. Méthodes statistiques employées dans la section 5.6

Dans la section 5.6.1, les résultats présentés proviennent de calculs de régression linéaire. L'applicabilité des modèles testés est évaluée, dans un premier temps, en terme de coefficient de corrélation linéaire. Les tests de Student et Fisher et le niveau de probabilité "p" furent aussi employés pour vérifier la pertinence des paramètres d'opération à l'intérieur du modèle. Les méthodes statistiques employées pour la section 5.3.1 ont aussi été reprises pour l'évaluation des équations représentées par des modèles d'ordre zéro. Pour les sections 5.6.2 et 5.6.3, les méthodes utilisées pour la section 5.3.1 furent aussi employées.

4. Méthodes statistiques employées dans la section 5.7

La section 5.7.1 comprend les essais de modélisation par regression multiple effectués à l'aide d'un design expérimental de type "D-Optimal". Chaque modélisation regroupe 13 essais dont chacune des réponses utilisées (indicateurs de performance) est représentée par la valeur moyenne des quatre ou cinq dernières mesures prises à la fin de la période d'équilibre. Les méthodes statistiques employées sont donc les mêmes que celles de la section 5.3.2.

Les méthodes statistiques employées pour la section 5.7.2 sont exactement les mêmes que pour la section 5.7.1.

5. Méthodes statistiques de la section 5.8

Les méthodes statistiques employées dans cette section sont exactement les mêmes que pour la section 5.3.1.

ANNEXE IV

Données statistiques supplémentaires pour la modélisation employée

1. DONNÉES STATISTIQUES DE LA SECTION 5.3

1.1 Données statistiques concernant le Modèle de Lafforgue-Deloime & al. (23) et Magara et Itoh (24) et celui de Sato et Ishii (25) (section 5.3.1)

Dans cette section l'applicabilité des modèles de la revue de littérature a été déterminée selon les coefficients de corrélation trouvés par régression linéaire simple. D'autres outils statistiques ont aussi été consultés et sont présentés dans les tableaux qui suivent:

Modèle de Lafforgue-Deloime & al. (23) et Magara et Itoh (24)

Données	"t" (pente)	"p" (pente)	"t" (ordonnée)	"p" (ordonnée)	F _o (modèle)	"p" (modèle)	r
UQTR	- 4,27	0,008	4,70	0,005	18,20	0,008	- 0,89
Tembec	- 7,40	0,00	8,16	0,00	54,81	0,00	- 0,59

Pour les données de l'UQTR et celles de Tembec, on obtient des pentes négatives significatives à près de 100% respectivement. On peut donc voir que l'augmentation des SSLM provoque une baisse significative des flux. Pour ce qui est de l'ordonnée à

l'origine, elle représente le flux obtenu pour une concentration nulle des SSLM. Les valeurs d'ordonnées à l'origine obtenues pour l'UQTR et Tembec sont elles aussi significatives à près de 100%. Finalement pour ce qui est du modèle dans son ensemble, on obtient des niveaux de signification de près de 100% pour celles de l'UQTR et de Tembec. Les coefficients de régression obtenus avec ces modèles sont de - 0,89 pour les données de l'UQTR et de - 0,59 pour celles de Tembec.

Modèle de Sato et Ishii (25)

Données	"t" (pente)	"p" (pente)	F_o (modèle)	"p" (modèle)	r
UQTR	4,27	0,05	68,26	0,01	0,99
Tembec	0,86	0,39	0,74	0,39	0,10

Pour le modèle de Sato et Ishii (25), des pentes positives furent obtenues comme pour le modèle original. La pente obtenue fut significative à 95% pour les données de l'UQTR mais non significative pour celles de Tembec. Des résultats similaires ont été obtenus pour le modèle entier. Les coefficients de corrélation trouvés reflètent aussi cette tendance avec un $r = 0,99$ pour les données de l'UQTR et de 0,10 pour les données de Tembec. Ce type de modèle ne s'applique donc pas aux données de Tembec.

1.2 Données statistiques concernant le Modèle de flux (vs Qair et SSLM) (section 5.3.2)

Dans cette section, l'importance de chacun des paramètres testés a été déterminée selon le test de Fisher et le niveau de probabilité calculé pour chaque paramètre.

Données de l'UQTR

Paramètres	Effets principaux		Effets principaux et interactions	
	"F _o "	"p"	"F _o "	"p"
Qair	2,18	0,20	1,59	0,28
SSLM	5,21	0,07	3,46	0,14
Qair x SSLM	---	---	0,39	0,57

Pour l'essai de modélisation avec les effets principaux seulement, seul la concentration des SSLM s'est avérée significative à près de 95%. Pour ce qui est de l'essai avec les effets principaux et les interactions, aucun paramètre n'a dépassé la limite des 90% de signification. La concentration des SSLM est toutefois assez près de cette limite.

Données de Tembec

Paramètres	Effets principaux		Effets principaux et interactions	
	"F _o "	"p"	"F _o "	"p"
Qair	29,94	0,00	5,42	0,02
SSLM	114,35	0,00	61,12	0,00
Qair x SSLM	---	---	10,95	0,00

Pour l'essai de modélisation avec les effets principaux seulement ainsi que celui incluant aussi les interactions, les deux paramètres testés se sont avérés significatifs à près de 100%.

1.3 Données statistiques concernant l'effet des nettoyages externes (section 5.3.3)

Comme pour la section 1.1, l'applicabilité des modèles a été déterminée selon les coefficients de corrélation trouvés par régression linéaire. D'autres outils statistiques ont aussi été consultés et sont présentés dans le tableau qui suit:

Équations de régression obtenues pour les trois nettoyages ex-situ:

$$\text{Nettoyage \#1: } J = 198,6 - 0,83 t$$

$$\text{Nettoyage \#2: } J = 203,7 - 1,96 t$$

$$\text{Nettoyage \#3: } J = 216,7 - 5,72 t$$

Ici: $J = \text{mL/min}$ et $t = \text{heure}$

On peut donc voir que dans le temps, la valeur obtenue de la pente mesurée représentant la baisse de flux en fonction du temps augmente de façon significative.

Équations de baisse de flux en fonction du temps pour les nettoyages ex-situ

Données	"t" (pente)	"p" (pente)	"t" (ordonnée)	"p" (ordonnée)	F_o (modèle)	"p" (modèle)	r
Lavage #1	-3,39	0,04	171,15	0,00	11,49	0,04	-0,89
Lavage #2	-6,63	0,00	90,07	0,00	43,99	0,00	-0,95
Lavage #3	-2,41	0,00	12,05	0,00	5,83	0,06	-0,73

On peut voir sur ce dernier tableau que toutes les pentes et les ordonnées à l'origine déterminées sont statistiquement significatives à plus de 95% (dans la majorité des cas très près de 100%). Pour ce qui est du modèle dans son ensemble, le niveau de signification est aussi très élevé, variant de 94% à près de 100%. Les coefficients de corrélation trouvés reflètent aussi cette tendance avec un "r" variant de -0,73 à -0,89.

1.4 Données statistiques concernant l'effet des nettoyages internes (section 5.3.4)

Comme pour la section 1.1, l'applicabilité des modèles a été déterminée selon le coefficient de corrélation trouvé par régression linéaire. D'autres outils statistiques ont aussi été consultés et sont présentés dans le tableau qui suit:

Équation de régression obtenue pour les nettoyages in-situ:

$$\log (\% \text{ Gain de flux}) = 2,39 - 0,37 Q_{\text{initial}} \quad (Q_{\text{initial}} = L/m^2/h)$$

Détails statistiques du modèle

"t" (pente)	"p" (pente)	"t" (ordonnée)	"p" (ordonnée)	F_o (modèle)	"p" (modèle)	r
- 10,38	0,00	20,24	0,00	107,65	0,00	-0,74

Pour la modélisation du logarithme du gain de flux en fonction du flux initial, on obtient une pente négative et une ordonnée à l'origine positive, toutes deux significatives à près de 100%. On peut donc voir que plus le flux initial est élevé, plus faible est le gain de flux obtenu. Finalement pour ce qui est du modèle dans son

ensemble, on obtient des niveaux de signification près de 100% et un coefficient de corrélation de - 0,74.

1.5 Données statistiques concernant la modélisation du flux dans le temps (section 5.3.5)

Comme pour la section 1.1, l'applicabilité des modèles a été déterminée selon les coefficients de corrélation trouvés par régression linéaire. D'autres outils statistiques ont aussi été consultés et sont présentés dans le tableau qui suit:

Équations de régression obtenues pour les deux types d'opération à l'UQTR et celle de Tembec:

Données de l'UQTR sans rétrolavage (S.R.): $J = 15,78 - 0,159 t$

Données de l'UQTR avec rétrolavage (A.R.): $J = 2,71 - 0,002 t$

Données de Tembec avec rétrolavage (A.R.): $J = 26,12 - 0,222 t$

Ici: $J = L/m^2/h$ et $t = \text{jour}$

Données statistiques correspondant aux différents essais

Modèle	"t" (pente)	"p" (pente)	"t" (ordonnée)	"p" (ordonnée)	F_o (modèle)	"p" (modèle)	r
UQTR S.R.	- 7,11	0,00	10,11	0,00	50,49	0,00	- 0,64
UQTR A.R.	1,02	0,31	3,18	0,00	1,03	0,31	0,07
Tembec A.R.	- 7,79	0,00	30,03	0,00	60,70	0,00	- 0,61

Ici: S.R.: Sans rétrolavage et A.R.: Avec rétrolavages

Pour les données de l'UQTR sans rétrolavage, on obtient une pente négative et une ordonnée à l'origine (flux initial) significatives à près de 100%. On peut donc voir qu'en absence de rétrolavage, le temps provoque une baisse significative des flux. La signification du modèle à près de 100% et le coefficient de corrélation obtenu ($r = -0,64$) appuient ces résultats. Pour ce qui est des données de l'UQTR avec les rétrolavages, les résultats sont très différents. En effet, la pente trouvée est non significative ainsi que le modèle dans son ensemble. Ces résultats indiquent qu'en présence de rétrolavages, le flux est constant. Si l'on se base sur la moyenne des flux obtenus en présence de rétrolavages, le flux moyen fut de $3,57 \text{ L/m}^2/\text{h}$ (intervalle de confiance de 95%: 3,40 à 3,75).

Pour les données de Tembec avec rétrolavages on obtient, comme dans le cas des données de l'UQTR sans rétrolavage, une pente négative (- 0,222) et une ordonnée à l'origine significatives à près de 100%. On pourrait donc conclure que, même en présence de rétrolavages, le temps provoque une baisse significative des flux. La signification du modèle à près de 100% et le coefficient de corrélation obtenu ($r = -0,61$) supportent cette conclusion. Toutefois, il a été démontré que la baisse de flux était attribuable non pas au temps mais bien à l'augmentation de la concentration des SSLM rencontrée lors de cette période. Les calculs ci-dessous démontrent la façon dont l'effet de l'augmentation de la concentration des SSLM a été évalué.

Calculs effectués pour déterminer la perte de flux due à l'augmentation de la concentration des SSLM

Variation des SSLM durant la période: Augmentation de $\approx 18\,000 \text{ mg/L}$ à $\approx 34\,000 \text{ mg/L}$

Selon le modèle déterminé à la section 2.1: $J = 217,50 - 44,74 \log \text{SSLM}$

Donc, $J \text{ à } 18\ 000 \text{ mg/L} = 27,12 \text{ L/m}^2/\text{h}$ et $J \text{ à } 34\ 000 \text{ mg/L} = 14,76 \text{ L/m}^2/\text{h}$

Ici, $\Delta J = 27,12 - 14,76 = 12,36 \text{ L/m}^2/\text{h}$ pour la période de 55 jours des essais

La perte de flux équivalente à l'augmentation de la concentration des SSLM pour cette période s'exprime par:

$$\text{Perte de flux} = \Delta J/t = 12,36 \text{ L/m}^2/\text{h} / 55 \text{ jours} = 0,225 \text{ L/m}^2/\text{h/j}$$

Comme la perte de flux due à l'effet de la concentration des SSLM (pente de l'équation de la droite calculée) est équivalente à celle supposée pour l'effet du temps (0,225 vs 0,222), cela implique que l'effet réel du temps est négligeable.

2. DONNÉES STATISTIQUES SUPPLÉMENTAIRES DE LA SECTION 5.6

2.1 Données concernant la modélisation du taux d'enlèvement du substrat (section 5.6.1)

Dans cette section, l'applicabilité des modèles classiques a été déterminée selon les coefficients de corrélation déterminés par régression linéaire. D'autres outils statistiques ont aussi été consultés et sont présentés dans les tableaux qui suivent:

Données de l'UQTR

Modèle du 1er ordre

Bioréacteur	"t" (pente)	"p" (pente)	F_o (modèle)	"p" (modèle)	r
BRM #1	- 1,93	0,06	3,71	0,06	- 0,32
BRM #2	- 0,48	0,63	0,23	0,64	- 0,10
Plane #1	2,41	0,02	5,82	0,02	0,40
Total BRM	4,43	0,00003	19,58	0,00003	0,42
SBAC	- 2,18	0,04	4,75	0,04	- 0,38

Dans les cas des BRM #1 et #2 et du SBAC, les pentes obtenues étant négatives (impossible, puisque cela signifierait une création de substrat plutôt qu'un enlèvement), le modèle a été rejeté et l'analyse statistique du modèle n'a pas été poursuivie plus loin. Par contre, dans le cas des résultats obtenus avec le Plane #1 et les données provenant de l'ensemble des BRM, la pente obtenue fut positive et les différents indicateurs statistiques disponibles (Student, Fisher, "p" et "r") ont été analysés.

Dans le cas du Plane #1, les valeurs critiques du t et du p de la pente indiquent que la pente est significative à plus de 95%, mais non significative à 99%. Il en est de même de la valeur critique de F et le p pour le modèle en entier. Le coefficient de corrélation demeure relativement faible indiquant un manque d'intensité de la liaison linéaire entre les variables dépendante et indépendante. Ce modèle est donc plus ou moins applicable (zone grise). Pour les données provenant de l'ensemble des BRM, tous les indicateurs statistiques démontrent que la pente est significative comme paramètre dans le modèle et

ce à plus de 99%. Le coefficient de corrélation est toutefois lui aussi assez faible ce qui permet de douter de l'applicabilité du modèle.

Linéarisation de Lineweaver - Burk

Bioréacteur	"t" (pente)	"p" (pente)	F_o (modèle)	"p" (modèle)	r
BRM #1	- 0,96	0,34	0,93	0,34	- 0,17
BRM #2	- 4,97	0,00005	24,68	0,00005	- 0,72
Plane #1	2,48	0,02	6,18	0,02	0,34
Total BRM	1,12	0,26	1,26	0,26	0,12
SBAC	- 2,17	0,04	4,71	0,04	- 0,38

Comme dans le cas précédent, pour les BRM #1 et #2 et du SBAC, les pentes obtenues furent négatives et le modèle a été rejeté. Pour ce qui est du Plane #1, le modèle a aussi été rejeté mais cette fois, c'est parce que l'ordonnée à l'origine déterminée était négative (Cela implique un taux d'enlèvement maximum négatif voir Fig. 5.32, p.313, réf. 28). Par contre, dans le cas du modèle avec les données provenant de l'ensemble des BRM, la pente obtenue fut positive et les différents indicateurs statistiques disponibles (Student, Fisher, "p" et "r") ont été analysés.

Pour les données provenant de l'ensemble des BRM, tous les indicateurs statistiques démontrent que la pente n'est pas significative même pour des niveaux de beaucoup inférieurs à 90%. Le coefficient de corrélation est aussi très faible, ce qui indique la non-applicabilité de ce modèle.

Modèle de Grau

Bioréacteur	"t" (pente)	"p" (pente)	F_o (modèle)	"p" (modèle)	r
BRM #1	- 2,26	0,03	5,12	0,03	- 0,37
BRM #2	- 0,89	0,38	0,79	0,38	- 0,18
Plane #1	2,04	0,05	4,17	0,05	0,34
Total BRM	4,43	0,00003	19,58	0,00003	0,39
SBAC	- 3,02	0,005	9,09	0,005	- 0,50

Comme dans les deux cas précédents, pour les BRM #1 et #2 et du SBAC, les pentes obtenues furent négatives et le modèle a été rejeté. Par contre dans le cas des résultats obtenus avec le Plane #1 et les données provenant de l'ensemble des BRM, la pente obtenue fut positive et les différents indicateurs statistiques disponibles (Student, Fisher, "p" et "r") ont été analysés.

Dans le cas du Plane #1, les valeurs critiques du t et du p de la pente indiquent que la pente est à la limite de la signification à 95%. Il en est de même pour la valeur critique de F et le p pour le modèle en entier. Le coefficient de corrélation est de plus relativement faible. Ceci indique un manque d'intensité de la liaison linéaire entre les variables dépendante et indépendante. Ce modèle est donc plus ou moins applicable (zone grise). Pour les données provenant de l'ensemble des BRM, tous les indicateurs statistiques démontrent que la pente est significative comme paramètre dans le modèle et ce à plus de 99%. Le coefficient de corrélation est toutefois lui aussi assez faible ce qui permet de douter de l'applicabilité du modèle.

Modèle d'ordre zéro

Pour évaluer le modèle d'ordre zéro les méthodes décrites pour analyser les données ont été décrites à l'annexe III et sont les mêmes que pour les sections 5.4 et 5.5. Toutes les données pertinentes ont été présentées directement dans le tableau 5.19 de la section 5.6.1.1.

Données de Tembec

Modèle	"t" (pente)	"p" (pente)	F_o (modèle)	"p" (modèle)	r
1er ordre	- 0,27	0,78	0,078	0,78	- 0,02
Lin. - Burk	2,38	0,02	5,69	0,02	0,18
Grau	- 2,15	0,03	4,61	0,03	- 0,16

Les modélisations avec les modèles du 1er ordre et de Grau ont donné des pentes de régression négatives. Ces deux modèles ont donc été rejetés. Pour ce qui est de la linéarisation de Lineweaver - Burk, les valeurs critiques du t et du p de la pente indiquent que la pente est significative à plus de 95%, mais non-significative à 99%. Il en est de même de la valeur critique de F et le p pour le modèle en entier. Le coefficient de corrélation obtenu est aussi très faible indiquant un manque d'intensité de la liaison linéaire entre les variables dépendante et indépendante. Ce modèle est donc plus ou moins applicable (zone grise).

Concernant les méthodes d'analyse utilisées pour le modèle d'ordre zéro, les mêmes remarques énoncées pour les données de l'UQTR s'appliquent. Les résultats obtenus avec le modèle d'ordre zéro sont, quant à eux, présentés directement dans le tableau 5.20 de la section 5.6.1.2.

**2.2 Données concernant la modélisation du taux de production de la biomasse
(section 5.6.2)**

Le taux de croissance de la biomasse a été évalué à partir du modèle d'ordre zéro. Les méthodes employées pour analyser les données furent donc les mêmes que celles décrites à l'annexe III pour les sections 5.4 et 5.5. Toutes les données pertinentes ont été présentées directement dans la section 5.6.2.

**2.3 Données concernant la modélisation du taux spécifique d'utilisation d'oxygène
(section 5.6.3)**

Les commentaires énoncés à la section précédente s'appliquent également au taux d'utilisation d'oxygène. Dans ce cas, toutes les données pertinentes ont été présentées directement dans la section 5.6.3.

3. DONNÉES STATISTIQUES SUPPLÉMENTAIRES DE LA SECTION 5.7

3.1 Analyse par design expérimental

Enlèvement de la DCO

Paramètres	Effets principaux		Effets principaux et interactions	
	"Fo"	"p"	"Fo"	"p"
TRH	4,14	0,07	5,80	0,09
TRB	2,99	0,12	4,40	0,13
Q_{air}	3,11	0,11	2,18	0,24
TRH - TRB	---	---	0,18	0,71
TRH - Q_{air}	---	---	0,46	0,55
TRB - Q_{air}	---	---	0,52	0,53
$(TRH)^2$	---	---	0,21	0,68
$(TRB)^2$	---	---	4,58	0,12
$(Q_{air})^2$	---	---	0,30	0,63

Au niveau de l'analyse des effets principaux, on constate qu'aucun des effets principaux n'a dépassé la limite de signification de 95%. Le TRH se situe toutefois dans la "zone grise" de signification puisque sa limite de signification se situe très légèrement sous 95%. Pour ce qui est des deux autres paramètres, ceux-ci sont sous la barre des 90%. Du coté de l'analyse incluant les effets principaux et les interactions,

franchi la limite des 90% de signification. Seul le TRH se rapproche de cette limite de signification.

Enlèvement de la DBO₅

Paramètres	Effets principaux		Effets principaux et interactions	
	"Fo"	"p"	"Fo"	"p"
TRH	4,68	0,06	18,42	0,02
TRB	4,55	0,06	20,27	0,02
Q _{air}	3,60	0,09	8,37	0,06
TRH - TRB	---	---	0,06	0,83
TRH - Q _{air}	---	---	5,90	0,09
TRB - Q _{air}	---	---	0,23	0,67
(TRH) ²	---	---	0,26	0,65
(TRB) ²	---	---	13,56	0,03
(Q _{air}) ²	---	---	0,62	0,50

Au niveau de l'analyse des effets principaux, on constate qu'aucun des effets principaux n'a dépassé la limite de signification de 95%. Le TRH et le TRB se situent toutefois dans la "zone grise" de signification puisque leur limite de signification se situe très légèrement sous 95%. Pour ce qui du débit d'aération, son niveau de signification se situe légèrement au-dessus de 90%. Du côté de l'analyse incluant les effets principaux et les interactions, trois paramètres ont franchi la limite de signification de 95 %. Il s'agit du TRB, du TRH et de l'interaction double du TRB. Le débit d'aération et l'interaction entre le TRH et le

débit d'aération sont quant à eux dans la "zone grise" de signification entre 90 % et 95 %. Les autres interactions sont toutes sous la limite de signification de 90%.

Enlèvement des ST

Paramètres	Effets principaux		Effets principaux et interactions	
	"Fo"	"p"	"Fo"	"p"
TRH	0,00	1,00	0,00	0,97
TRB	4,29	0,07	2,79	0,19
Q_{air}	0,92	0,37	0,17	0,71
TRH - TRB	---	---	0,30	0,63
TRH - Q_{air}	---	---	0,00	0,97
TRB - Q_{air}	---	---	0,14	0,73
$(TRH)^2$	---	---	0,45	0,56
$(TRB)^2$	---	---	1,51	0,31
$(Q_{air})^2$	---	---	0,04	0,86

Au niveau de l'analyse des effets principaux, on constate qu'aucun des effets principaux n'a dépassé la limite de signification de 95%. Le TRB se situe toutefois dans la "zone grise" de signification puisque sa limite de signification se situe très légèrement sous 95%. Pour ce qui est des deux autres paramètres, ils sont nettement sous la barre de 90%. Du côté de l'analyse incluant les effets principaux et les interactions, tous les paramètres mesurés sont largement sous la limite de signification de 90%.

Enlèvement des SD

Paramètres	Effets principaux		Effets principaux et interactions	
	"Fo"	"p"	"Fo"	"p"
TRH	0,03	0,86	0,00	0,99
TRB	4,32	0,07	2,92	0,19
Q_{air}	1,11	0,32	0,28	0,64
TRH - TRB	---	---	0,13	0,74
TRH - Q_{air}	---	---	0,00	1,00
TRB - Q_{air}	---	---	0,04	0,86
$(TRH)^2$	---	---	0,15	0,73
$(TRB)^2$	---	---	1,65	0,29
$(Q_{air})^2$	---	---	0,10	0,77

Au niveau de l'analyse des effets principaux et de l'analyse incluant les effets principaux et les interactions, on a obtenu des résultats identiques à ceux trouvés pour les ST. Pour l'analyse incluant seulement les effets principaux, aucun des effets principaux n'a dépassé la limite de signification de 95%, le TRB se situe dans la "zone grise" de signification (légèrement sous 95%) et les deux autres paramètres sont nettement sous la barre de 90%. Du coté de l'analyse incluant les effets principaux et les interactions, tous les paramètres mesurés sont largement sous la limite de signification de 90%.

CL-50 résiduelle pour les daphnies

Paramètres	Effets principaux		Effets principaux et interactions	
	"Fo"	"p"	"Fo"	"p"
TRH	1,04	0,34	1,82	0,27
TRB	1,11	0,32	2,05	0,25
Q_{air}	4,41	0,07	3,76	0,15
TRH - TRB	---	---	0,00	0,96
TRH - Q_{air}	---	---	0,60	0,50
TRB - Q_{air}	---	---	0,77	0,45
$(TRH)^2$	---	---	0,06	0,83
$(TRB)^2$	---	---	3,94	0,14
$(Q_{air})^2$	---	---	0,85	0,43

Au niveau de l'analyse des effets principaux, le débit d'aération fut le seul paramètre à dépassé la limite de signification de 95%. Le TRH et le TRB sont, quant à eux, très loin de la limite de signification de 90 %. Du coté de l'analyse incluant les effets principaux et les interactions, seule l'interaction double du TRB a franchi la limite de signification de 95 %. Le débit d'aération est le seul autre paramètre a approché la limite de signification de 90 %.

Enlèvement des extractibles

Paramètres	Effets principaux		Effets principaux et interactions	
	"Fo"	"p"	"Fo"	"p"
TRH	0,33	0,59	0,19	0,70
TRB	0,08	0,78	0,30	0,63
Q_{air}	0,22	0,66	0,25	0,66
TRH - TRB	---	---	2,40	0,22
TRH - Q_{air}	---	---	0,03	0,89
TRB - Q_{air}	---	---	4,13	0,13
$(TRH)^2$	---	---	0,21	0,68
$(TRB)^2$	---	---	0,27	0,65
$(Q_{air})^2$	---	---	0,11	0,76

Au niveau de l'analyse des effets principaux et de l'analyse incluant les effets principaux et les interactions, on a obtenu des résultats identiques. Aucun des effets principaux ou des interactions entre ceux-ci n'a dépassé la limite de signification de 90%. Le modèle obtenu avec cette modélisation est non représentatif des phénomènes en présence. Des paramètres externes non modélisés, comme la concentration en extractibles, dans l'affluent sont peut-être plus significatifs que ceux mis à l'essai.

3.2 Régression multiple

Données de l'UQTR

Enlèvement de la DCO

Paramètres	Effets principaux			Effets principaux et interactions		
	"t"	"F ₀ "	"p"	"t"	"F ₀ "	"p"
TRH	5,74	33,10	0,00	8,93	59,05	0,00
TRB	3,66	12,74	0,00	4,30	22,73	0,00
Q _{air}	2,55	6,53	0,01	2,15	11,64	0,00
TRH x Q _{air}	---	---	---	2,96	0,00	0,95
TRH x TRB	---	---	---	- 3,42	21,79	0,00
TRH x Q _{air}	---	---	---	- 2,89	4,72	0,03
(TRH) ²	---	---	---	3,62	13,38	0,00
(TRB) ²	---	---	---	- 1,14	15,92	0,00
(Q _{air}) ²	---	---	---	4,47	19,98	0,00

Enlèvement de la DBO₅

Paramètres	Effets principaux			Effets principaux et interactions		
	"t"	"F ₀ "	"p"	"t"	"F ₀ "	"p"
TRH	5,34	28,03	0,00	9,13	60,47	0,00
TRB	5,06	24,48	0,00	6,45	52,82	0,00
Q _{air}	2,90	8,40	0,00	3,26	18,12	0,00
TRH x Q _{air}	---	---	---	2,82	0,19	0,67
TRH x TRB	---	---	---	- 5,51	62,70	0,00
TRH x Q _{air}	---	---	---	- 3,67	12,08	0,00
(TRH) ²	---	---	---	1,74	2,95	0,09
(TRB) ²	---	---	---	- 0,84	12,58	0,00
(Q _{air}) ²	---	---	---	4,31	18,55	0,00

Enlèvement des SD

Paramètres	Effets principaux			Effets principaux et interactions		
	"t"	"F ₀ "	"p"	"t"	"F ₀ "	"p"
TRH	0,91	0,37	0,55	1,83	0,44	0,52
TRB	3,04	8,81	0,00	3,57	10,41	0,00
Q _{air}	1,41	1,97	0,16	1,22	2,33	0,13
TRH x Q _{air}	---	---	---	0,52	0,00	0,97
TRH x TRB	---	---	---	- 0,27	3,13	0,08
TRH x Q _{air} ²	---	---	---	0,50	0,38	0,55
(TRH) ²	---	---	---	1,63	4,04	0,05
(TRB) ²	---	---	---	- 1,58	8,72	0,00
(Q _{air}) ²	---	---	---	2,05	4,21	0,04

Données de Tembec

Enlèvement de la DCO

Paramètres	Effets principaux			Effets principaux et interactions		
	"t"	"F ₀ "	"p"	"t"	"F ₀ "	"p"
TRH	- 0,87	1,69	0,20	- 0,56	1,88	0,18
TRB	0,98	3,20	0,08	- 1,25	3,56	0,06
Q _{air}	1,68	2,83	0,10	- 2,41	3,15	0,08
TRH x Q _{air}	---	---	---	0,57	0,82	0,38
TRH x TRB	---	---	---	- 0,61	1,47	0,23
TRH x Q _{air} ²	---	---	---	- 0,74	0,82	0,38
(TRH) ²	---	---	---	0,53	0,70	0,41
(TRB) ²	---	---	---	0,11	0,03	0,87
(Q _{air}) ²	---	---	---	- 3,09	9,52	0,00

Enlèvement de la DBO₅

Paramètres	Effets principaux			Effets principaux et interactions		
	"t"	"F ₀ "	"p"	"t"	"F ₀ "	"p"
TRH	0,21	2,72	0,10	- 0,15	2,62	0,11
TRB	0,03	0,32	0,58	- 0,91	0,31	0,58
Q _{air}	1,11	1,23	0,27	- 0,72	1,18	0,28
TRH x Q _{air}	---	---	---	1,11	0,02	0,88
TRH x TRB	---	---	---	- 0,73	1,24	0,27
TRH x Q _{air}	---	---	---	- 0,89	0,34	0,54
(TRH) ²	---	---	---	- 0,35	0,06	0,81
(TRB) ²	---	---	---	- 0,82	0,66	0,43
(Q _{air}) ²	---	---	---	- 0,85	0,72	0,41

Enlèvement des SD

Paramètres	Effets principaux			Effets principaux et interactions		
	"t"	"F ₀ "	"p"	"t"	"F ₀ "	"p"
TRH	- 0,90	0,00	0,95	- 1,92	0,00	0,95
TRB	- 0,15	0,06	0,81	0,59	0,07	0,80
Q _{air}	1,35	1,82	0,19	3,07	2,05	0,16
TRH x Q _{air}	---	---	---	- 0,61	2,12	0,15
TRH x TRB	---	---	---	- 0,93	1,24	0,27
TRH x Q _{air} ²	---	---	---	0,99	0,84	0,38
(TRH) ²	---	---	---	1,06	0,93	0,35
(TRB) ²	---	---	---	0,69	0,32	0,58
(Q _{air}) ²	---	---	---	2,41	5,81	0,02