

UNIVERSITÉ DU QUÉBEC

**MÉMOIRE PRÉSENTÉ À L'UNIVERSITÉ DU QUÉBEC À TROIS-RIVIÈRES**

**COMME EXIGENCE PARTIELLE  
DE LA MAÎTRISE EN SCIENCES DES PÂTES ET PAPIERS**

**PAR  
WEI XU**

**EFFET DE LA VARIATION PÉRIODIQUE DE CHARGES DE DBO<sub>5</sub> SUR LE  
COMPORTEMENT DYNAMIQUE D'UN TRAITEMENT BIOLOGIQUE  
OPÉRANT SELON LE MODE DES BOUES ACTIVÉES**

**NOVEMBRE 2000**

667

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

À mon directeur de thèse, Dr Henri-Claude Lavallée, je présente mes remerciements les plus sincères pour son aide et ses conseils judicieux apportés dans la réalisation de ce travail.

À mon codirecteur de recherche, Dr Sung-Nien Lo qui m'a dirigée pendant toute la phase expérimentale de ce travail, je présente mes remerciements les plus sincères.

Je remercie également tous les membres du Centre de Recherche en Pâtes et Papiers de l'Université du Québec à Trois-Rivières pour leur coopération et leurs encouragements.

## RÉSUMÉ

Ce programme de recherche s'est déroulé sur une période de quinze mois consécutifs et a permis de mesurer l'influence de multiples variables sur les performances d'un traitement biologique par boues activées, notamment la DBO<sub>5</sub>, la DCO et la toxicité de l'effluent final, lors du changement périodique et alterné de fabrication de pâtes de bois feuillus et de bois résineux. L'usine étudiée produisait de la pâte chimicothermomécanique blanchie au peroxyde d'hydrogène.

L'objectif principal de ces essais était d'évaluer l'impact des charges de DBO<sub>5</sub> élevées et faibles qui furent alimentées en alternance sur les performances d'enlèvement et d'en mesurer l'effet sur la toxicité de l'effluent traité. Après le changement de l'alimentation d'effluent de tremble vers l'épinette, l'efficacité d'enlèvement du traitement diminue; mais elle recouvre une efficacité élevée après une certaine période. Par contre, quand le changement est de l'alimentation de l'épinette vers celui de tremble, on n'observe pas ce problème. Lorsque les systèmes étaient plus stables lors des périodes suivantes, et les concentrations d'effluent alimentées pour deux sortes de bois étaient moins différentes, même s'il y avait encore une diminution d'efficacité d'enlèvement, la diminution était plus faible et elle se maintenait toujours à un niveau excellent. Des essais de toxicité furent réalisés à la fin de chacune des périodes. L'effluent traité fut trouvé non toxique en opération stable.

L'un des objectifs de ce projet était de mesurer le coefficient cinétique de biodégradation de l'effluent de la fabrication de pâte de tremble. Quatre réacteurs biologiques par boues activées mélangées furent utilisés avec des alimentations continues et parallèles sous des conditions différentes. Selon les résultats de ces essais, qui étaient d'une durée de 190 jours, la détermination du coefficient cinétique a permis d'obtenir, par comparaison, la valeur de ce coefficient avec l'utilisation de bois résineux et feuillus sous des conditions d'opération similaires. Les résultats obtenus indiquent que les caractéristiques du réacteur biologique doivent être différentes pour le traitement biologique de ce type d'effluent. L'étude sur la cinétique a également permis la détermination des autres coefficients

utilisés en mode de boues activées.

La simulation des variations de charge en laboratoire, alors que les conditions d'opération sont beaucoup mieux contrôlées, a permis de démontrer que les enlèvements de DBO<sub>5</sub> ont toujours été excellents en dépit des importantes variations. Toutefois, les résultats sont différents lorsqu'il s'agit d'observer l'effet de l'effluent final vis à vis de l'essai sur la toxicité pour les truites arc-en-ciel, les daphnies et les bactéries photoluminescentes (Microtox). En effet, l'effluent final devenait toxique au cours des huit ou neuf premiers jours après le changement de bois résineux à bois feuillus, alors qu'aucune toxicité ne fut observée lors du changement en sens inverse. Il fut trouvé que l'un des moyens pour remédier à cette situation était d'augmenter, préalablement au changement de type de production de pâte, la concentration de la biomasse dans le réacteur biologique. À ce moment, aucune toxicité ne fut détectée à l'effluent final; ceci est l'une des conclusions importantes de cette étude, laquelle fut implantée industriellement.

## TABLE DES MATIÈRES

<b>REMERCIEMENTS .....</b>	i
<b>RÉSUMÉ .....</b>	ii
<b>TABLE DES MATIÈRES .....</b>	iv
<b>LISTE DES TABLEAUX .....</b>	viii
<b>LISTE DES FIGURES .....</b>	x
<b>LISTE DES SYMBOLES ET ABRÉVIATIONS .....</b>	xii
<b>CHAPITRE I        INTRODUCTION .....</b>	1
1.1    Mise en situation .....	1
1.2    Objectifs .....	3
<b>CHAPITRE II        REVUE DE LA LITTÉRATURE .....</b>	4
2.1    Les origines de la pollution .....	4
2.1.1    Les polysaccharides .....	5
2.1.2    La lignine .....	5
2.1.3    Substances extractibles .....	5
2.2    Paramètres de la pollution .....	6
2.2.1    Matières en suspension (MES) .....	6
2.2.2    Demande biochimique en oxygène (DBO) .....	6
2.2.3    Demande chimique en oxygène (DCO) .....	8
2.2.4    Toxicité .....	8
2.3    Règlement des effluents des pâtes et papiers .....	9
2.4    La fabrication des pâtes et la pollution des effluents .....	11
2.4.1    La pollution des effluents et les processus de mise en pâte .....	11
2.4.2    Pâte mécanique .....	12
2.4.2.1    Charge polluante d'effluents de la pâte PCTM .....	19
2.4.2.2    Caractéristiques d'effluents de la pâte PCTM .....	19
2.4.3    Pâtes chimiques .....	20

2.5	Traitements biologiques pour les effluents de PCTM .....	22
2.5.1	Traitements aérobies .....	23
2.5.2	Traitements anaérobies .....	26
2.5.3	Traitements anaérobies-aérobies .....	27
2.6	Les recherches sur le choc de la charge variante .....	28
<b>CHAPITRE III</b>	<b>PROCÉDURES EXPÉRIMENTALES .....</b>	<b>30</b>
3.1	Étude sur la cinétique .....	30
3.1.1	Modèle mathématique du bioréacteur aéré .....	30
3.1.1.1	Bilan de matière pour le substrat .....	31
3.1.1.2	Bilan de matière pour la biomasse .....	32
3.1.1.3	Le transfert et la consommation de l'oxygène .....	33
3.2	Caractéristiques des effluents de PCTMB .....	34
3.3	Collection d'effluents et préparation pour l'alimentation du traitement biologique .....	34
3.4	Description du système de traitement .....	35
3.4.1	Montage expérimental pour l'étude de la cinétique avec le tremble .....	35
3.4.2	Montage expérimental pour l'étude des performances .....	35
3.5	Échantillonnage et analyse .....	37
3.5.1	Paramètres à analyser pour la mesure des performances .....	37
3.5.2	Méthodes d'analyse et de mesure .....	38
3.5.2.1	DBO <sub>5</sub> .....	38
3.5.2.2	DCO .....	39
3.5.2.3	SSLM et SSVLM .....	40
3.5.2.4	IVB .....	40
3.5.2.5	TUO et TSUO .....	41
3.5.2.6	pH .....	41
3.5.2.7	OD et température .....	41

3.5.2.8	Débit .....	42
3.5.2.9	Phosphore .....	42
3.5.2.10	Azote .....	42
3.5.2.11	Toxicité (daphnies, truites et Microtox) .....	43
3.6	La performance du système .....	44
<b>CHAPITRE IV</b>	<b>RÉSULTATS ET DISCUSSION</b> .....	<b>45</b>
4.1	Étude sur la cinétique avec le tremble .....	45
4.1.1	Conditions expérimentales pour les essais de la cinétique avec le tremble .....	45
4.1.2	Résultats d'efficacité des réacteurs agités .....	47
4.1.3	Calcul des coefficients cinétiques .....	48
4.2	Étude sur les alternances de charges de $DBO_5$ .....	49
4.3	Conditions moyennes d'opération .....	50
4.3.1	$DBO_5$ .....	50
4.3.2	DCO .....	52
4.3.3	SSLM et SSVLM .....	58
4.3.4	Rapport F/M, IVB .....	64
4.3.5	Oxygène dissous .....	66
4.3.6	Concentration SSLM, IVB et MES .....	69
4.3.7	pH et température .....	70
4.4	Les résultats d'efficacité d'enlèvement .....	77
4.4.1	L'efficacité d'enlèvement de la $DBO_5$ .....	77
4.4.2	L'efficacité d'enlèvement de la DCO .....	81
4.5	Les essais de toxicité .....	88
4.5.1	Les essais avec les truites et les daphnies .....	88
4.5.2	Les essais de toxicité en période transitoire .....	90
<b>CHAPITRE V</b>	<b>CONCLUSION</b> .....	<b>93</b>
<b>CHAPITRE VI</b>	<b>BIBLIOGRAPHIE</b> .....	<b>94</b>
<b>ANNEXES</b>		

I	TABLEAUX DES CONDITIONS D'OPÉRATION ET LES RÉSULTATS OBTENUS POUR LES RÉACTIFS AGITÉS NOS 1 - 4 ET 7 - 9 .....	99
II	FIGURES (1 À 9) ILLUSTRANT LES CONDITIONS D'OPÉRATION ET LES RÉSULTATS D'EFFICACITÉ OBTENUS POUR CHACUNE DES RÉACTEURS NOS 1 - 4 ET 7 - 9 .....	117
III	DONNÉES UTILISÉES POUR LE CALCUL DE LA CONSTANTE CINÉTIQUE $k$ ET DES COEFFICIENTS $a$ ET $b$ .....	127
IV	FIGURES (10 À 15) POUR LA DÉTERMINATION DES COEFFICIENTS $k$ , $a$ , $b$ , $a'$ et $b'$ .....	133

## LISTE DES TABLEAUX

2.1	La composition chimique élémentaire des matériaux utilisés en papeterie .....	4
2.2	Niveau de rejets bruts en débit, MES et DBO <sub>5</sub> des fabriques de pâtes et papiers .....	8
2.3	Toxicité totale aiguë pour la truite arc-en-ciel des effluents bruts de pâtes et papiers .....	9
2.4	Charges limites pour les effluents des nouvelles fabriques de pâtes et papiers .....	10
2.5	Principaux composés organiques toxiques dans les effluents de différents procédés de mise en pâte .....	13
2.6	Charges de l'effluent pour les procédés de mise en pâte mécanique .....	16
2.7	Comparaison des effluents de PCTMB et Kraft .....	22
3.1	Fréquence de mesure des paramètres .....	38
4.1	Conditions d'opération moyennes utilisées pour l'étude de la cinétique .....	46
4.2	Les valeurs moyennes et les écarts types des concentrations d'alimentation .....	46
4.3	Les efficacités d'enlèvement des réacteurs agités .....	47
4.4	Les alternances d'alimentation .....	50
4.5	Concentrations moyennes de DBO <sub>5</sub> alimentée aux deux réacteurs .....	51
4.6	Concentrations moyennes de DCO alimentée aux deux réacteurs .....	55
4.7	Valeurs de X <sub>a</sub> et X <sub>va</sub> /X <sub>a</sub> pour les deux réacteurs .....	61
4.8	Valeurs de F/M et IVB dans les deux réacteurs .....	65
4.9	Efficacités moyennes d'enlèvement de la DBO <sub>5</sub> pour les deux réacteurs .....	77

4.10	Efficacités moyennes d'enlèvement de la DCO pour les deux réacteurs .....	88
4.11	Résultats de toxicité avec les truites .....	89
4.12	Résultats de toxicité avec les daphnies .....	90
4.13	Test de toxicité avec les Microtox .....	91
4.14	Test de l'influence de la toxicité sur l'augmentation préalable de la concentration de la biomasse .....	92

## LISTE DES FIGURES

2.1	Réduction de la charge de la $DBO_5$ pour l'industrie papetière .....	11
2.2	Débits des effluents des usines de pâtes mécaniques et papiers en 1994 .....	14
2.3	Charge de la $DBO$ des usines de pâtes mécaniques et papiers en 1994 .....	15
2.4	Taux d'émission de toxicité pour différents procédés de mise en pâte .....	20
3.1	Schéma du modèle du bioréacteur aéré, parfaitement agité et opérant en continu.....	30
3.2	Schéma expérimental pour l'étude de la cinétique avec le temble .....	35
3.3	Schéma du traitement conventionnel en labratoire par boues activées (aérobio) .....	36
4.1a et 4.1b	Réacteurs 5 et 6 : $DBO_5$ à l'affluent en fonction du temps d'opération .....	53
4.2a et 4.2b	Réacteurs 5 et 6 : DCO à l'affluent en fonction du temps d'opération .....	56
4.3a et 4.3b	Réacteurs 5 et 6 : DCO/ $DBO_5$ à l'affluent en fonction du temps d'opération .....	59
4.4a et 4.4b	Réacteurs 5 et 6 : $X_a$ dans les réacteurs et $X_{va}/X_a$ en fonction du temps d'opération .....	62
4.5a et 4.5b	Réacteurs 5 et 6 : F/M et oxygène dissous dans les réacteurs en fonction du temps d'opération .....	67
4.6a et 4.6b	Réacteur 5 : $X_a$ , IVB, Vol-30 et MES dans l'effluent en fonction du temps d'opération .....	71
4.7a et 4.7b	Réacteur 6 : $X_a$ , IVB, Vol-30 et MES dans l'effluent en fonction du temps d'opération .....	73
4.8a et 4.8b	Réacteurs 5 et 6 : pH et température dans les réacteurs en fonction du temps d'opération .....	75

4.9a et 4.9b Réacteurs 5 et 6 : % Enlèvement de la $DBO_5$ en fonction du temps d'opération .....	79
4.10a et 4.10b Réacteur 5 : $DBO_5$ et $X_a$ à l'effluent et % enlèvement de la $DBO_5$ en fonction du temps d'opération .....	82
4.11a et 4.11b Réacteur 6 : $DBO_5$ et $X_a$ à l'effluent et % enlèvement de la $DBO_5$ en fonction du temps d'opération .....	84
4.12a et 4.12b Réacteurs 5 et 6 : % Enlèvement de la DCO en fonction du temps d'opération .....	86

## LISTE DES SYMBOLES ET ABRÉVIATION

### SYMBOLES

- a : rendement de la synthèse, (mg SSLM produits) / (mg substrat enlevée)
- a' : coefficient de consommation d'oxygène pour enlever le substrat, (mg O<sub>2</sub> consommé) / (mg substrat enlevé)
- b : taux de respiration endogène, (mg SSLM oxydés)/(mg SSLM présents) (jour)
- b' : taux d'oxygène utilisé pour la respiration endogène, (mg O<sub>2</sub> consommé) / (mg SSLM oxydés) (jour)
- C<sub>L</sub> : concentration d'oxygène réelle dans la solution, mg/l
- C<sub>s</sub> : concentration d'oxygène saturante dans la solution, mg/l
- F/M : charge organique, (mg substrat dans l'alimentation) / (mg SSLM) (jour)
- H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> : peroxyde d'hydrogène
- K : constante du taux d'enlèvement de substrat, (mg SSLM/l)<sup>-1</sup>. (jour)<sup>-1</sup>, ou (jour)<sup>-1</sup>
- K<sub>La</sub> : coefficient global de transfert, (jour)<sup>-1</sup>
- K<sub>s</sub> : constante de l'équation de Monod, mg/l
- K<sub>2</sub>Cr<sub>2</sub>O<sub>7</sub> : bichromate de potassium
- N/V : taux de transfert d'oxygène, (mg O<sub>2</sub>) / (jour·l)
- Na<sub>2</sub>SiO<sub>3</sub> : silicate de sodium
- Q : débit hydraulique, l/jour, m<sup>3</sup>/h, ou ml/min.
- R : taux de la consommation d'oxygène par les microorganismes, (mg O<sub>2</sub>) / (jour·l)
- S<sub>0</sub> : concentration de substrat dans l'alimentation, mg/l
- S<sub>e</sub> : concentration de substrat, mg/l
- t : temps de séjour, jour
- v : taux d'enlèvement spécifique de substrat, (mg substrat enlevé) / (mg SSLM) (jour)
- v<sub>m</sub> : valeur maximale de v
- V : volume du bioréacteur, l
- X : concentration de microorganismes, ou de SSLM, mg/l
- X<sub>0</sub> : concentration de microorganismes dans l'alimentation, mg/l

Xa : concentration des microorganismes dans le réacteur, mg/l  
Xva : concentration de SSVLM, mg/l  
 $\mu$  : taux de croissance spécifique des microorganismes, jour<sup>-1</sup>

## ABRÉVIATIONS

ACPP : association canadienne des pâtes et papiers  
ARG : acides résineux et gras  
CE<sub>50</sub> : concentration effective qui cause une perte de bioluminescence de 50%  
CL<sub>50</sub>-96: concentration de l'effluent qui peut causer la mort de 50% des organismes dans 96 heures  
CL<sub>50</sub>-48: concentration de l'effluent qui peut causer la mort de 50% des organismes dans 48 heures  
COHA : composés halogénés adsorbables  
CRPP : centre de recherche en pâtes et papiers  
DBO : demande biochimique en oxygène, mg / l  
DBO<sub>5</sub> : demande biochimique en oxygène en cinq jours, mg / l  
DCO : demande chimique en oxygène, mg/l  
EDTA : acide éthylènediamine-tétracétique  
FET : facteur d'émission de toxicité  
ISO : Organisation Internationale de standardisation  
IVB : indice du volume des boues  
j : jour  
MES : matières en suspension  
MO : matière organique  
Moy. : moyenne  
OCLT : organochlorés totaux  
OD : teneur en oxygène dissous  
PCM : pâte chimico-mécanique

- PCTM : pâte chimico-thermomécanique
- PCTM B: pâte chimico-thermomécanique blanchie
- PM : pâte de la meule
- PMR : pâte de raffinage
- PTM : pâte thermomécanique
- R5 : réacteur 5
- R6 : réacteur 6
- SCSN : mise en pâte de semichimique et sulfite neutre
- SSLM : solides en suspension totaux dans la liqueur mixte
- SSVLM : solides volatiles en suspension totaux dans la liqueur mixte
- SRT : temps de rétention de la biomasse
- t : tonne
- t.m. : tonne métrique
- t.m.s.a. : tonne métrique sec à l'air
- TRH : temps de rétention hydraulique
- TSUO : taux spécifique d'utilisation d'oxygène
- TUO : taux d'utilisation d'oxygène
- vol-30 : volume de la biomasse à la trentième minutes

# CHAPITRE I

## INTRODUCTION

### 1.1 MISE EN SITUATION

Au cours des dernières années, les chercheurs se sont préoccupés de l'efficacité des traitements des eaux usées papetières afin de répondre à des réglementations environnementales fédérales ou provinciales plus sévères.

La pâte chimico-thermomécanique blanchie (PCTMB) est devenue très importante au cours des dernières années grâce à ses propriétés intéressantes. C'est depuis 1980 que la PCTMB a pénétré très rapidement le marché des pâtes internationaux. La PCTMB est une pâte dont le rendement est supérieur à 93%. Sa résistance, sa composition, son contenu en extractifs et son interaction avec les produits chimiques sont similaires à la pâte chimique. D'un autre côté, son opacité et son épaisseur se rapprochent de la pâte mécanique. Si on la blanchit avec du peroxyde d'hydrogène ( $H_2O_2$ ), la blancheur peut être plus élevée que 80% ISO pour la PCTMB de bois résineux et 85% ISO pour celle de bois feuillus [1].

Cependant, la charge polluante du procédé PCTMB est relativement élevée, surtout lorsque l'on réalise le blanchiment avec les réactifs, tel que le peroxyde d'hydrogène ( $H_2O_2$ ). Il est très important de faire le prétraitement chimique sur la pâte à cause de l'influence des ions métalliques qui sont nuisibles pour atteindre une valeur de blancheur très élevée. Afin de contrôler et/ou d'enlever des ions métalliques dans la pâte durant le prétraitement pour obtenir une utilisation maximale de peroxyde, on utilise des produits chimiques tels que le silicate de sodium ( $Na_2SiO_3$ ) ou un polymère chélaté. Mais malheureusement, ces produits chimiques sont aussi en même temps une source de pollution. Au cours du blanchiment, il y a beaucoup de dissolution de matière organique qui augmente la charge polluante, et donc la  $DBO_5$ , et la toxicité aquatique des effluents du procédé PCTMB.

Les systèmes de boues activées sont très utilisés pour le traitement des effluents des papetières. Depuis 1914, ils ont été les traitements biochimiques les plus largement utilisés pour traiter les effluents. Les charges polluantes des usines de pâtes et papiers sont composées plutôt de polysaccharides, de lignine et d'acides organiques qui sont traitables par les méthodes biologiques. Conventionnellement, le procédé aérobiose, tel celui des boues activées, est très efficace pour enlever la DBO et la toxicité aquatique des effluents de pâtes et papiers. Cependant, la plupart des études de ces systèmes rapportent des résultats référant à des conditions opérationnelles en état stable.

À la société Western Pulp, un système de traitement des boues activées à faible débit a été installé pour traiter l'effluent d'une usine de pâte kraft. L'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  était en moyenne de 95%, et l'effluent traité était non-toxique aux poissons et aux daphnies [2]. D'ailleurs, un système de boues activées pour traiter un effluent d'usine Kraft était mis en marche à la société Alberta-Pacific Forest Industries Inc. tout comme à de nombreuses autres usines également. On a obtenu des efficacités d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  et des MES supérieures à 95% [3]. M. G. Paice et al. ont présenté le procédé de traitement des effluents d'une installation de PCM et de papier journal avec le système par boues activées. L'élimination de plus de 90% de la DBO fut obtenue; le sulfite s'est oxydé rapidement en sulfate et les effluents traités n'ont laissé aucune toxicité aiguë [4].

Un système de boues activées à l'oxygène fut employé par la compagnie Avenor Inc. (maintenant Bowater) de Gatineau fabriquant des pâtes thermomécanique et désencrée. L'effluent final a rencontré facilement les normes provinciale et fédérale pour la DBO, les MES et la toxicité [5].

D'autre part, un procédé de boues activées fut utilisé pour le traitement des effluents de l'usine de PCTMB à Donohue Inc. (Tembec depuis l'automne 1999), Matane au Québec. Les effluents étaient générés en utilisant du bois feuillu et du bois mou en alternance mensuelle pour fabriquer la pâte PCTMB. Avec les optimisations d'opération, une réduction de la  $\text{DBO}_5$  supérieur à 95% fut obtenue [6].

Cette étude met l'accent sur la mesure de l'influence de multiples variables, notamment la DBO<sub>5</sub>, la DCO et la toxicité de l'effluent final, lors du changement périodique et alterné de fabrication de pâtes de tremble (bois feuillu) et d'épinette (bois résineux). L'impact d'un régime plutôt transitoire fut également étudié. Le procédé utilisé à cette usine produisait de la pâte PCTMB, blanchie au H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>. La charge de DBO<sub>5</sub>, en kg/t, est une propriété intrinsèque de l'essence de bois utilisé; cette charge est généralement de 30 à 50% plus élevée en utilisant le bois de tremble que le bois d'épinette. Les grandes variations de la DBO<sub>5</sub> constituent ainsi un choc important sur la stabilité opérationnelle du système de traitement biologique par boues activées. La mesure de l'efficacité du traitement biologique est basée sur son efficacité d'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> et de la toxicité de l'effluent traité.

## 1.2 OBJECTIFS

Les principaux objectifs des essais qui furent réalisés ont été les suivants:

- Évaluer l'impact de fortes et faibles charges de DBO<sub>5</sub>, alimentées en alternance, à un système de traitement biologique en boues activées, sur les performances d'enlèvement et mesurer l'effet sur la toxicité de l'effluent traité.
- Mesurer le coefficient cinétique de biodégradation de l'effluent en provenance de la fabrication de PCTMB de tremble.
- Évaluer l'état transitoire du biotraitements et de la toxicité de l'effluent lors des alternances de charges.

## CHAPITRE II

### REVUE DE LA LITTÉRATURE

#### 2.1 LES ORIGINES DE LA POLLUTION

Les principales sources d'effluents dans les usines de pâtes et papiers sont l'écorçage, la mise en pâte, le blanchiment, la mise en feuille et parfois la récupération de produits chimiques. Chaque étape de fabrication est responsable de la génération d'une partie de la pollution totale que l'on peut retrouver dans l'effluent d'une usine. D'autre part, la mise en pâte est un processus pour séparer les fibres cellulosiques de la matière première afin de produire des pâtes pour la fabrication de papiers. Dans ce processus, une grande quantité d'eau est consommée.

Les principaux constituants qui viennent du bois ou de plantes annuelles sont: les polysaccharides (cellulose et hémicellulose), la lignine et les substances extractibles. Ces compositions sont présentées au tableau 2.1 [7] pour divers types de bois.

**TABLEAU 2.1 La composition chimique élémentaire des matériaux utilisés en papeterie**

Matières	Cellulose (%)	Hémicellulose (%)	Lignine (%)	Subs. Extractibles (%)
Bois résineux	40-42	25-29	25-33	1-5
Bois feuillus	43-47	30-35	16-24	2-3
Plantes annuelles	40-45	30-40	12-22	3-5

### 2.1.1 Les polysaccharides

Les polysaccharides constituent la fraction du bois qui se subdivise en cellulose et en hémicellulose. Ce sont des polymères à haut poids moléculaire formés à partir de glucose, mannose et xylose. Les hémicelluloses résistent moins bien à la dégradation que la cellulose au cours de la fabrication de la pâte. Les produits résultants de cette dégradation tendent à accroître la charge des effluents. La cellulose est la composante principale qui forme environ 45% du poids sec du bois. Elle est formée d'un grand nombre de chaînes linéaires de glucose (degré de polymérisation de 1000 - 15000).

### 2.1.2 La lignine

La lignine constitue la matière qui cimente les polysaccharides du bois. Elle représente une proportion d'environ 20 à 40% de la matière sèche [8]. Elle est la deuxième plus importante composante du bois. Elle joue le rôle de lien entre les fibres et par conséquent on doit l'éliminer pour libérer les fibres.

Le poids moléculaire de la lignine est très élevé et, conséquemment, elle est insoluble dans des solvants jusqu'à ce qu'elle soit dégradée par des agents acides ou alcalins.

### 2.1.3 Substances extractibles

La composition des substances extractibles varie d'une espèce de bois à l'autre et représenterait de 3 à 10% du poids total du bois sec [8]. Les substances extractibles comprennent les substances extraites du bois par l'action de solvants neutres tels que l'eau, l'alcool, le benzène, l'éther et l'acétone. La fraction extraite contient diverses couleurs et c'est elle qui colore les effluents d'une usine de pâte.

Les substances extractibles ne sont généralement pas récupérées en usine. Elles aboutissent ainsi souvent dans les effluents de l'usine où elles contribuent à augmenter la  $DBO_5$  et surtout la toxicité des effluents.

## 2.2 PARAMÈTRES DE LA POLLUTION

En général, les polluants des effluents de l'industrie papetière contiennent les substances suivantes [8]:

- matières en suspension (MES)
- matières causant la demande biochimique en oxygène (DBO)
- matières causant la demande chimique en oxygène (DCO)
- substances à caractère toxique

### 2.2.1 Matières en suspension (MES)

Les matières en suspension (MES) sont des matières pouvant être retirées d'un échantillon par filtration de l'effluent d'une fabrique de pâtes et papiers.

Les MES peuvent être regroupées en deux catégories: décantables et colloïdales (non décantables). Les premières sont des produits d'origine minérale ou organique, auxquelles s'ajoutent les micro-organismes. Ils sont nuisibles pour la vie aquatique et contribuent au colmatage des sites de fraie, au recouvrement de la végétation sous-marine, à l'élimination ou la réduction de la disponibilité de la nourriture pour les poissons et peuvent réduire l'abondance de la faune aquatique à cause de la diminution de la diversité de la chaîne biologique.

### 2.2.2 Demande biochimique en oxygène (DBO)

La demande biochimique en oxygène réfère à la quantité d'oxygène requise par les bactéries pour stabiliser la matière organique biodégradable dans des conditions aérobies. On peut également la définir comme étant la quantité d'oxygène consommée pour assurer, par voie biologique, l'oxydation des matières organiques présentes dans une eau.

Les substances organiques du bois qui ne sont pas récupérées ou transformées en produits finis sont rejetées dans le milieu récepteur, sont décomposées ou digérées par les bactéries aérobies. Les bactéries aérobies transforment la matière organique (MO) en dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ ) et en eau, de même qu'en énergie pour la synthèse de nouvelles cellules bactériennes ou de boues aérobies selon l'équation générale présentée ci-dessous:



La consommation d'oxygène au cours de ce processus est la demande biochimique en oxygène (DBO). En Amérique du Nord, on mesure habituellement cette consommation au cours d'une période de cinq jours et c'est pour cette raison qu'on l'appelle la  $\text{DBO}_5$ .

La cellulose et la lignine étant des produits relativement résistants à une dégradation microbienne, leur contribution est très faible à la DBO. Les principaux contributeurs à la DBO sont les divers produits solubles obtenus lors de la décomposition de la cellulose, de l'hémicellulose et de la lignine pendant le procédé de mise en pâte.

L'effluent rejeté avec une DBO élevée se traduit par une consommation de l'oxygène dissous dans le milieu aquatique. Ce manque d'oxygène affecte la vie aquatique, il peut causer le stress ou la mort de la faune et de la végétation aquatique.

Le tableau 2.2 présente des valeurs typiques de rejets bruts d'effluents de pâtes et papiers pour les matières en suspension (MES) et la demande biochimique en oxygène (DBO), suivant le type de fabriques [9, 10, 11].

**TABLEAU 2.2 Niveau de rejets bruts en débit, MES et DBO<sub>5</sub> des fabriques de pâtes et papiers [9, 10, 11]**

Type de fabriques de pâtes et papiers	Débit	DBO <sub>5</sub>	MES
	m <sup>3</sup> /tonne (1985)	kg/tonne	kg/tonne
1. Kraft blanchie			
• papier fin	40	32,4	82,0
• pâte	80	40,0	72,0
2. Kraft non blanchie	53	16,9	21,9
3. Kraft-SCSN	58	19,4	20,5
4. PTM	16	25,0	3,3
5. PCTMB	22	73,0	5,0
6. Désencrage	67	82,5	178,5

### 2.2.3 Demande chimique en oxygène (DCO)

La DCO est une évaluation de la teneur en éléments organiques d'un échantillon par réaction avec un oxydant chimique violent, c'est-à-dire, le bichromate de potassium ( $K_2Cr_2O_7$ ) en milieu acide ( $H_2SO_4$ ) en 2 heures d'ébullition. Elle correspond à la consommation totale en oxygène de l'oxydant chimique et est représentative de la majeure partie des composés organiques ainsi que des sels minéraux oxydables.

### 2.2.4 Toxicité

La toxicité des effluents des usines de pâte, ou ateliers de mise en pâte, est évidemment fonction des produits dissous dans les effluents en cours de raffinage ou de blanchiment. Les acides résineux, les acides gras insaturés et certains dérivés chlorés comptent pour une grande partie de la toxicité associée aux effluents de pâte. Les valeurs de la CL<sub>50</sub>-96 heures pour tous les acides résineux sont d'environ 0,5 à 1,5 mg/L pour la truite arc-en-ciel lorsque le pH des solutions est près de la neutralité [12, 13].

La toxicité d'un effluent se mesure par son impact sur le fonctionnement normal d'un organisme aquatique et provoquée par des causes autres que le manque d'oxygène. Divers tests sont utilisés pour caractériser cette forme de pollution. Ces tests sont basés sur les conditions de mortalité ou d'inhibition d'espèces vivantes: algues, bactéries, petits crustacés (daphnies), poissons, etc.

Selon le procédé de fabrication de la pâte, le niveau de toxicité sera différent. Le tableau 2.3 présente les niveaux bruts de toxicité observés selon le mode de fabrication de la pâte.

**TABLEAU 2.3 Toxicité totale aiguë pour la truite arc-en-ciel des effluents bruts de pâtes et papiers [14]**

Type de Fabrique	Toxicité aiguë (effluent brut) CL <sub>50</sub> -96 h (% v/v)
1. Kraft non blanchie	7 - 80
2. Kraft blanchie	5 - 74
3. Sulfite blanchie	2 - 15
4. Pâte mécanique	3 - 12
5. PTM	0,6 - 35
6. PCTM	0,4 - 2

### **2.3 RÈGLEMENTS DES EFFLUENTS DES PÂTES ET PAPIERS**

L'industrie des pâtes et papiers est l'une des principales industries au Canada et elle consomme beaucoup d'eau. De plus, la charge polluante des effluents est nocive pour les poissons et les autres organismes aquatiques sensibles. Si ces effluents étaient rejetés directement sans traitement, cela constituerait une pollution sérieuse des cours d'eau. Donc, les normes furent élaborées pour diminuer la charge polluante des pâtes et papiers afin de protéger l'environnement. Le tableau 2.4 présente les exigences fédérales et provinciales du Québec [15, 16].

**TABLEAU 2.4 Charges limites pour les effluents des nouvelles fabriques de pâtes et papiers (Canada et Québec)**

Paramètres	Réglementation canadienne	Réglementation québécoise
DBO <sub>5</sub>	7,5 kg/t mensuel moyen 12,5 kg/t journalier moyen	5 à 9 kg/t (moyenne mensuelle) 2,5 kg/t (nouvelle usine)
MES	11,25 kg/t mensuel moyen 18,75 kg/t journalier moyen	8 kg/t (moyenne mensuelle) 3 kg/t (nouvelle usine)
Toxicité	100% CL <sub>50</sub> (v/v) (truites et daphnies)	100% CL <sub>50</sub> (v/v) (truites)
Date de conformité	Décembre 1995	Septembre 1995

Depuis les années 1960, l'humanité a commencé à reconnaître l'importance de la protection de l'environnement. Ainsi, la législation environnementale sur la qualité de l'environnement est apparue vers 1970. Parallèlement, quelques gouvernements provinciaux, notamment le Québec, ont publié également leurs nouvelles réglementations pour les usines au cours des années subséquentes. À la fin des années 70, les règlements pour les effluents des usines des pâtes et papiers étaient adoptés. Toutefois, le règlement canadien pour les effluents des pâtes et papiers était applicable aux nouvelles usines qui étaient construites après 1971, mais non à celles qui existaient auparavant. D'ailleurs, avec le développement rapide de l'industrie des pâtes et papiers, la pollution environnementale devenait de plus en plus sérieuse et les règlements n'étaient pas assez stricts pour protéger l'environnement. Dans ce but, de nouveaux règlements furent adoptés en 1992. Plusieurs paramètres spécifiques comme la DBO<sub>5</sub>, les MES, la toxicité aiguë pour les poissons, etc. sont réglementés dans ces législations. Selon une enquête menée en 1996 sur la toxicité létale, 36% des usines canadiennes avaient une situation de toxicité létale aiguë à la truite arc-en-ciel. Mais pour les usines qui ont installé des

systèmes de traitement secondaire, 92% des essais avec la truite arc-en-ciel et 98% des essais avec les daphnies ont été réussi [17].

## 2.4 LA FABRICATION DES PÂTES ET LA POLLUTION DES EFFLUENTS

### 2.4.1 La pollution des effluents et les processus de mise en pâte

Pendant le processus de mise en pâte, une partie de la lignine, des hémicelluloses et des substances extractibles est séparée de la matière première et se dissout dans la liqueur du processus qui forme l'effluent pollué et toxique. Si ces effluents sont rejetés directement dans les milieux récepteurs, ils vont certainement causer la pollution de la ressource eau.

Au cours des 30 dernières années, la charge de  $\text{DBO}_5$  dans les effluents de pâtes et papiers a beaucoup diminué; la Figure 2.1 montre cette réduction pour les États-Unis, la Finlande et le Canada [18, 20].

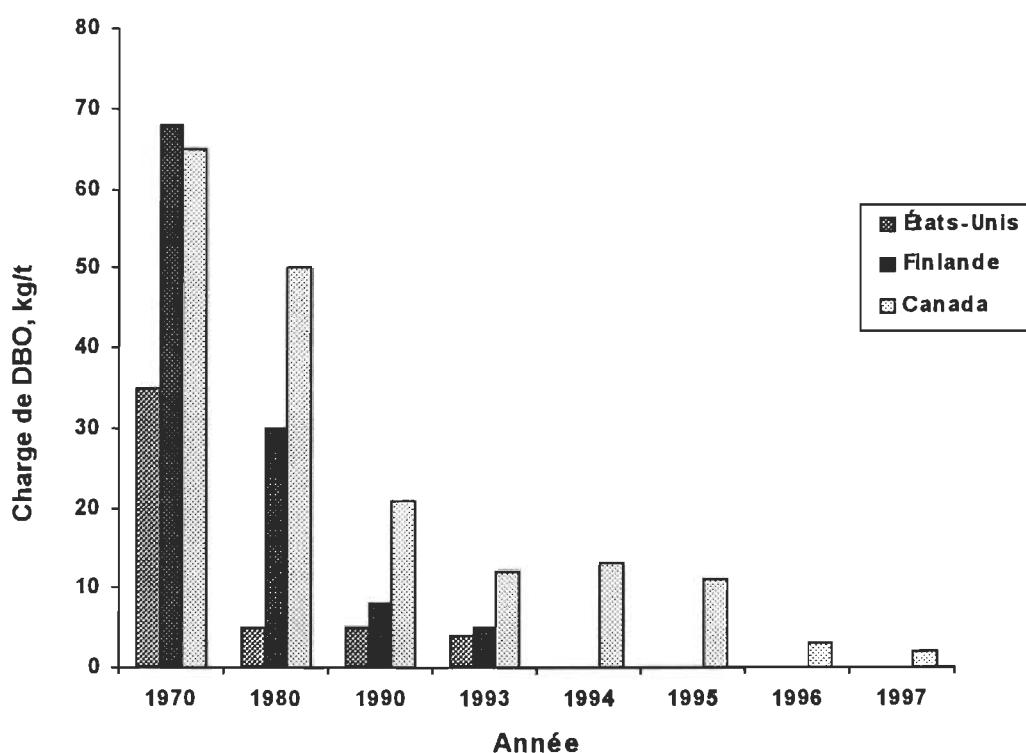


FIGURE 2.1 Réduction de la charge de la  $\text{DBO}_5$  pour l'industrie papetière

Il y a deux méthodes élémentaires de mise en pâte, soit mécanique ou chimique; des variantes existent aussi. Des différences importantes existent entre les systèmes de mises en pâte mécanique et chimique. Sommairement, dans la mise en pâte mécanique conventionnelle, les substances organiques dissoutes du bois sont extraites lors du lavage des pâtes et lorsqu'elles passent sur la machine de papier, elles sont rejetées dans les eaux usées de l'usine de pâte. Le reste des substances, y compris la fibre, vont être libérées dans l'eau usée de la machine de papier, à moins que le système de l'eau de la machine soit très fermé. Les usines de pâte chimique possèdent des systèmes de récupération de la plupart des substances organiques dissoutes au cours de la mise en pâte, lesquelles sont récupérées dans la liqueur noire pour l'incinération. En dépit de la différence importante dans les rendements, les quantités de substances organiques dissoutes dans les eaux usées des procédés de mises en pâte mécanique et chimique sont largement comparables, bien que la composition chimique soit très différente. Les principaux composants toxiques dans les effluents de différents procédés de mise en pâtes sont montrés dans le tableau 2.5 [10, 11].

#### 2.4.2 Pâte mécanique

Dans la pâte mécanique, les fibres de bois sous forme de billes ou de copeaux, provenant des scieries ou autres industries du bois, sont séparées mécaniquement, soit par le processus de la meule (PM) ou par le processus de raffinage (PMR). Les deux méthodes existent sous diverses formes et utilisent une combinaison de température élevée, de haute pression et de traitements chimiques pour obtenir une pâte meilleure et ainsi pour augmenter le choix des matières premières utilisables dans le procédé de pâte mécanique.

Dans les opérations de mise en pâte, les deux critères principaux d'efficacité sont le rendement et la force de la pâte. La pâte mécanique n'enlève pas la lignine, donc, sur le pourcentage de poids, la mise en pâte mécanique résulte en une matière première qui produit plus de pâte en raison de son rendement élevé. Le rendement typique de la pâte mécanique est de l'ordre de 97% à 98%. Pour la pâte chimicothérémécanique (PCTM), les copeaux de bois sont prétraités par les produits chimiques et par la vapeur, le

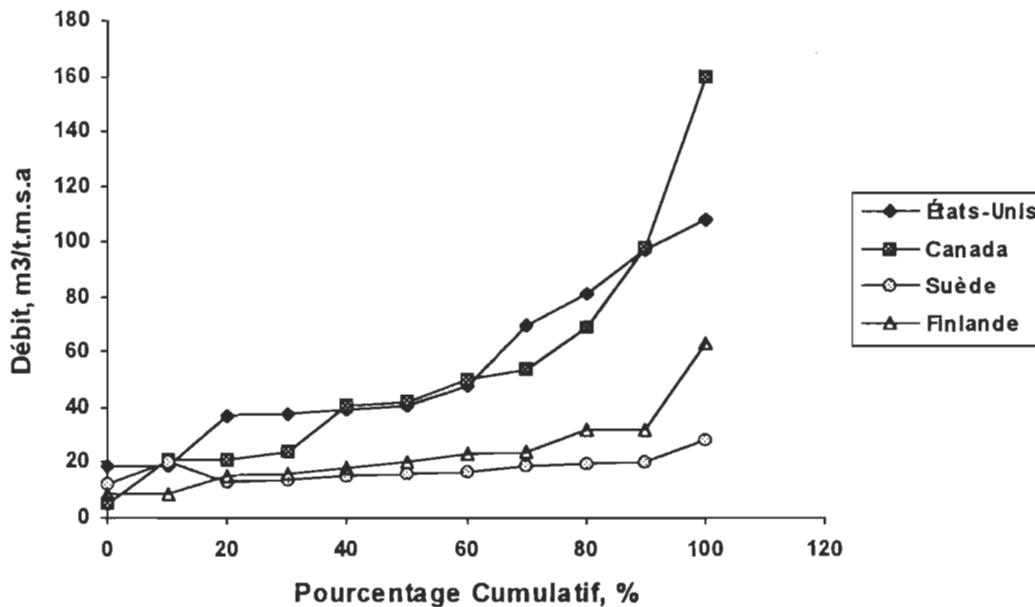
**TABLEAU 2.5 Principaux composés organiques toxiques dans les effluents de différents procédés de mise en pâte [10, 11]**

Procédé de mise en pâte	Principaux composants toxiques
Kraft	<b>Acides résineux</b> : abiétique, déhydroabiétique, isopimarique, palustrique, pimarique, sandaracopimarique, néoabietique <b>Acides gras insaturés</b> : oléique, linoléique, linolénique, palmitoléique <b>Produits de dégradation de la lignine</b> : guaiacol, eugenol, isoeugenol
Sulfite	<b>Acides résineux</b> : abiétique, déhydroabiétique, isopimarique, palustrique, pimarique, sandaracopimarique, néoabietique <b>Acides gras insaturés</b> : oléique, linoléique, linolénique, palmitoléique <b>Produits de dégradation de la lignine</b> : eugenol, isoeugenol, 3,3'-dimethoxy-4-,4'-dihydroxystilbène
Mécanique	<b>Acides résineux</b> : abiétique, déhydroabiétique, isopimarique, palustrique, pimarique, sandaracopimarique, néoabietique <b>Acides gras insaturés</b> : oléique, linoléique, linolénique, palmitoléique <b>Alcools diterpènes</b> : pimarol, isopimarol, abienol, 12E-abienol, 13-épimanoöl <b>Juvabiones</b> : juvabione, juvadiol, delta,1'-dehydrojuvavione, delta,1'-dehydrojuvabiol

rendement peut être diminué jusqu'à 92% à 93% [10, 11]. Par conséquent, celui-ci consomme plus de matières premières et la purge en solides pendant la mise en pâte est supérieure à la mise en pâte mécanique. Puisque la lignine n'est pas éliminée pendant la mise en pâte mécanique, les fibres dans la pâte sont plus rigides mais possèdent une force plus faible que les pâtes chimiques.

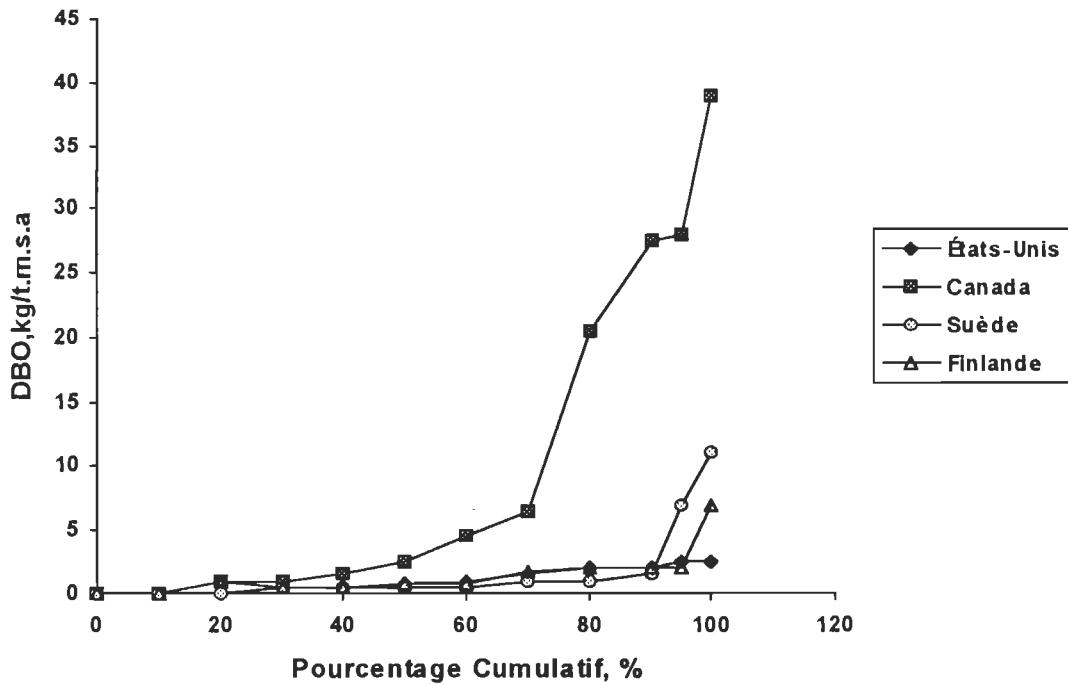
La figure 2.2 montre les débits d'eau usée provenant des usines de pâtes mécaniques et papiers en 1994 [18]. On peut voir que les volumes d'eau sont plus élevés dans les usines

de l'Amérique du Nord. Les volumes plus faibles sont les effluents des usines nouvelles de PCTM. Les usines de papier journal qui ont de vieilles et petites machines rejettent des débits plus élevés.



**FIGURE 2.2 Débits des effluents des usines de pâtes mécaniques et papiers en 1994 [18]**

Les charges de  $\text{DBO}_5$  des usines de pâtes mécaniques et papiers (surtout les papiers journaux) sont montrées à la figure 2.3 [19]. Plus de 90% des usines aux États Unis et dans les pays nordiques ont des charges de  $\text{DBO}_5$  inférieures à 3 kg/t.m.s.a grâce aux systèmes efficaces de traitement des eaux. Mais au Canada, en 1994, toutes les usines ne possédaient pas de systèmes de traitement secondaire. Donc, on peut voir ces résultats très évidents à la figure 2.3. Cependant, aujourd'hui, cette situation est corrigée et des traitements secondaires sont en opération partout.



**FIGURE 2.3 Charge de la DBO des usines de pâtes mécaniques et papiers en 1994 [19]**

La qualité des effluents de mise en pâte mécanique est fonction des espèces de bois ainsi que du procédé utilisé. Généralement, les températures élevées et les additions de produits chimiques peuvent faire augmenter la charge de la DCO et de la  $DBO_5$ . Les résultats sont montrés au tableau 2.6 [10, 21-23, 35-37].

**TABLEAU 2.6 Charges de l'effluent pour les procédés de mise en pâte mécanique [10, 21-23, 35-37]**

Procédé de pâte	Charges de l'effluent (kg/tonne pâte)	
	DCO	DBO <sub>5</sub>
PM: Non-blanchie	15 - 35	8 - 20
	20 - 40	-
PMR: Non-blanchie	23 - 55	12 - 25
PTM: Non-blanchie	40 - 45	10 - 30
	75 - 80	20 - 40
PCTM: Non-blanchie	70 - 140	30 - 60
	80 - 160	40 - 85

#### PM et PMR

Dans le procédé de PM, les fibres sont séparées des rondins de bois par une meule tournant dans le caisson du défibreur. Dans le procédé de PMR, les copeaux de bois sont défibrés entre deux disques séparés par quelques dizaines de millimètre. Le rendement en pâte pour les procédés PM et PMR est très élevé, soit de 93% à 98%. La charge de DBO<sub>5</sub> de la PM et de la PMR est relativement faible, soit de 8 kg/t à 25 kg/t selon les recherches de Webb [22]. La toxicité se situe entre 16% et 24% v/v par la CL<sub>50</sub>-96 heures pour les pâtes PM et PMR [21]. D'autre part, la force des pâtes PM ou PMR est faible, à cause du contenu en fragments de bois et de la faible flexibilité des fibres longues de ces pâtes. La principale utilisation des PM ou PMR est limitée au papier journal [11].

Tel que déjà mentionné, à la fin des années 1960 et au début de 1970, des règlements pour limiter la charge polluante des usines de pâtes et papiers ont été promulgués en Amérique du Nord et dans beaucoup d'autres pays. Donc, l'industrie des pâtes et papiers

fut obligée de s'y conformer. Pour ce faire, l'industrie papetière fut contrainte de trouver de nouvelles méthodes de mises en pâte pour diminuer la charge polluante des effluents, et économiser l'énergie et les fibres, tout en maintenant la qualité et les quantités de pâtes requises. Finalement, la pâte thermomécanique (PTM) fut utilisée comme une modification du procédé de PMR, mais surtout en remplacement de la pâte au bisulfite au Québec, laquelle était très polluante.

### PTM

Dans la mise en pâte thermomécanique (PTM), des copeaux de bois lavés sont préchauffés par la vapeur avant la séparation des fibres. Le préchauffage assouplit la lignine afin de diminuer les dommages aux fibres longues lors du procédé de la séparation des fibres. Enfin, la pâte obtenue possède un rendement très élevé (91% - 95%) avec une plus grande force grâce à la diminution des fragments fins.

En général, la charge polluante de l'effluent des pâtes PTM est plus grande que les procédés des PM et PMR, puisque l'opération à des températures et à des pressions plus élevées libère plus de substances toxiques et de substances dissoutes dans l'effluent. Donc, l'effluent de la pâte PTM contient une charge plus toxique et une  $\text{DBO}_5$  supérieure à la PM ou la PMR. Pour le procédé de pâte thermomécanique, la  $\text{DBO}_5$  se situe entre 10 et 30 kg/tonne pâte, et la toxicité est entre 1% et 10% v/v de CL<sub>50</sub>-96 heures selon les différentes recherches [24-29]. Cependant, la charge polluante de l'effluent de pâte PTM est faible par rapport à celle des procédés au sulfite.

La qualité de la pâte PTM est beaucoup améliorée par rapport à celle de la pâte PM ou de la pâte PMR, mais elle est tout de même assez limitée et les principaux utilisateurs sont les fabriques produisant du papier journal.

## **PCTM**

Pour améliorer la qualité de la pâte (surtout sa force) et élargir son utilisation, la pâte chimicothermomécanique (PCTM) fut développée au milieu des années 1970. En effet, la pâte PCTM est le produit du traitement des fibres et une combinaison de méthodes chimique, thermique et mécanique où le prétraitement chimique et la vapeur sont employés sur les copeaux. Donc, le rendement en pâte est un peu diminué à 92% - 93%. La qualité de la pâte PCTM est beaucoup améliorée, particulièrement la propriété de la force grâce à l'augmentation du contenu en fibres longues et la diminution des fragments du bois dans la pâte. La qualité améliorée de la pâte PCTM permet son utilisation dans des domaines plus élargis, et non pas seulement dans le papier journal, mais aussi dans les autres produits comme les mouchoirs et les couches de bébé à usage unique. Grâce à son haut rendement, ses caractéristiques intéressantes et sa faculté d'adaptation à diverses sortes du bois, le procédé de mise en pâte PCTM s'est développé rapidement depuis 1980. Il devient un procédé important pour la fabrication des pâtes à rendements très élevés. De plus, ses propriétés sont assez bonnes pour le papier journal et d'autres produits.

Pour les effluents de pâte PCTM, les charges de la  $\text{DBO}_5$  et de la DCO dépendent du rendement en pâte et donc de la sévérité du traitement chimique. Par ailleurs, le blanchiment de cette pâte apporte une contribution très importante à l'augmentation de la  $\text{DBO}_5$  et de la DCO.

Tous les effluents provenant du traitement du bois par les méthodes mécaniques sont toxiques pour la vie aquatique à cause des acides résineux et gras qu'ils contiennent. La toxicité des effluents de la pâte PCTM est la plus forte à cause des très hautes concentrations d'acides résineux et gras, mais heureusement, ces acides peuvent être enlevés par les traitements biologiques [30].

#### **2.4.2.1 Charge polluante d'effluents de la pâte PCTM**

La mise en pâte PCTM était supposée contribuer à la diminution de la pollution des usines de papier journal en remplacement de la pâte chimique au bisulfite dans la composition de ce dernier. Cependant avec le développement rapide de la PCTM, les effluents provenant de ces procédés sont devenus aussi un sérieux problème environnemental à cause du prétraitement des copeaux de bois avec des produits chimiques lors de la mise en pâte PCTM. Ce prétraitement n'est pas effective - pour les autres méthodes de mise en pâte mécanique. Plus de matières organiques sont ainsi extraites pendant le procédé de mise en pâte PCTM, produisant ainsi une plus grande charge polluante et toxique que les autres effluents de procédés mécaniques. Les charges de DBO et de DCO de la pâte PCTM, sans blanchiment, et celles de la pâte PCTMB furent montrées au tableau 2.6 [10, 21-23, 35-37].

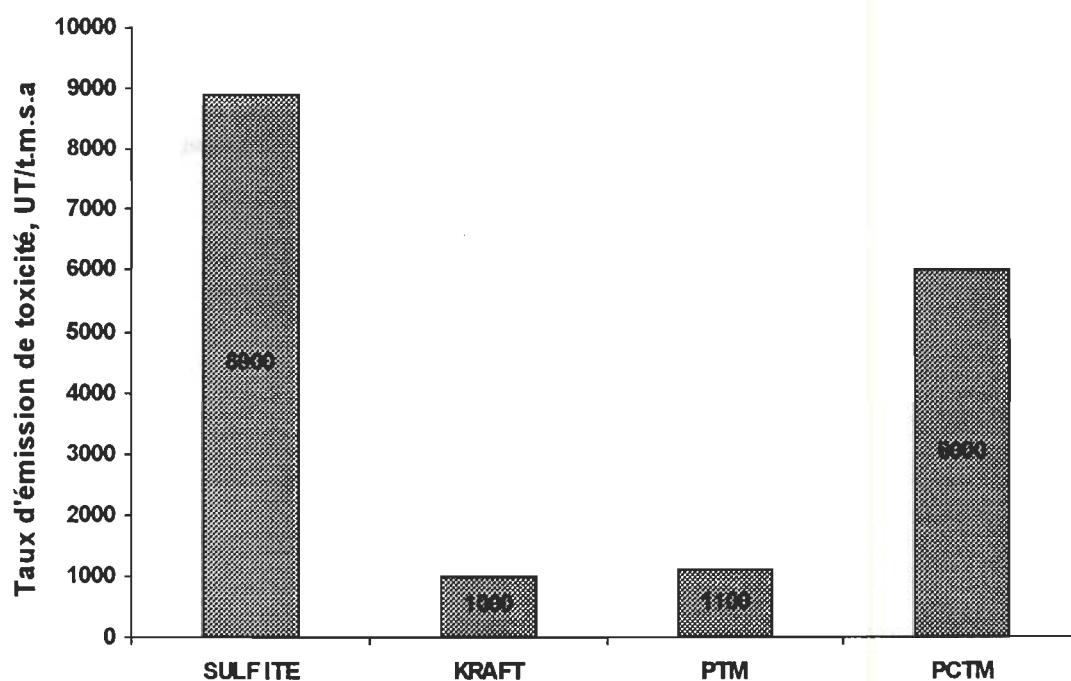
#### **2.4.2.2 Caractéristiques d'effluents de la pâte PCTM**

Puisque le procédé PCTM est souvent une opération relativement fermée, il y a donc très peu d'eau utilisée par rapport aux autres procédés. Ainsi les concentrations des matières organiques et la concentration d'acides résineux et gras sont plus élevées que pour les autres procédés. Donc, les effluents de PCTM qui ont une concentration de  $DBO_5$  très élevée deviennent très toxiques pour la vie aquatique.

Les matières organiques dans les effluents de la PCTM sont composées de 10% à 15% d'hydrates de carbone, de 35% à 40% d'acides organiques et de 30% à 40% de lignine [37]. Les effluents de la PCTM contiennent plus d'acides résineux et gras que les effluents de PTM à cause des températures supérieures de raffinage et du prétraitement chimique des copeaux qui solubilisent plus d'extractifs. La concentration en acides résineux et gras (ARG) pour les effluents de PCTM est entre 26 et 65 mg/L [12]. Les ARG comptent pour une grande partie de la toxicité des effluents de pâtes mécaniques. Selon Cornacchio et Hall, le facteur d'émission de toxicité (FET) associé aux effluents de PCTM pourrait se comparer à la toxicité pour les effluents de sulfite et kraft (Figure 2.4).

La  $CL_{50}$ -96 heures était 0,83% v/v pour un effluent de PCTM alors qu'elle est de 1,27% v/v pour un effluent de PTM [37].

Évidemment, même si les charges sont beaucoup plus faibles que celles des effluents de mise en pâte au sulfite ou bisulfite, les charges de  $DBO_5$  et la toxicité dans les effluents de PCTM sont de beaucoup supérieures aux limites exigées par les règlements fédéral et provincial. Donc, il faut effectuer un traitement pour enlever la  $DBO_5$  et la toxicité pour satisfaire aux règlements du gouvernement.



**FIGURE 2.4** Taux d'émission de toxicité pour différents procédés de mise en pâte [37]

#### 2.4.3 Pâtes chimiques

Dans la mise en pâte chimique, les copeaux de bois sont soumis à l'étuvage où a lieu la cuisson sous pression dans un mélange de différents produits chimiques. Les fibres de cellulose sont séparées grâce à la solubilisation d'une grande partie de la lignine. Une des plus importantes différences entre les mises en pâte chimique et mécanique est due à la

dissolution très poussée de la lignine pendant la mise en pâte chimique qui cause la diminution très importante du rendement par rapport à la pâte mécanique, soit entre 45% à 65% [31]. Mais en fait, la matière "perdue" n'est pas gaspillée car elle est récupérée et pour produire de la vapeur par la combustion et les produits chimiques sont aussi récupérés [32, 33].

Il y a deux méthodes principales pour effectuer la mise en pâte chimique, soient les procédés au sulfate (ou kraft) et au sulfite. La différence entre les deux est due aux produits chimiques qui sont utilisés pour dissoudre la lignine: dans la mise en pâte kraft, l'hydroxyde de sodium et le sulfure de sodium sont employés, alors que dans le procédé au sulfite, on utilise soit principalement le bisulfite de sodium ou soit le bisulfite d'ammonium.

Une autre grande différence entre les pâtes chimique et mécanique est la couleur de la pâte. Au cours de la mise en pâte chimique, si la plupart de la lignine est dissoute, il reste encore une petite proportion de lignine dans la pâte qui est déjà beaucoup modifiée par le procédé de cuisson. Cette modification de la lignine rend les pâtes chimiques plus foncées que les pâtes mécaniques. Pour améliorer la blancheur des pâtes chimiques, il faut enlever la lignine résiduelle. Ceci peut être atteint par le blanchiment. Les procédés de blanchiment causent des problèmes de charges en organochlorés sous forme de OCLT (organochlorés totaux), des COHA (composés halogénés adsorbables), etc. D'ailleurs, la mise en pâte chimique produit aussi des émissions atmosphériques: la pollution de l'air cause des odeurs et peut contribuer aux pluies acides dans certains cas.

Par comparaison à d'autres effluents de pâtes et papiers (par exemple, la mise en pâte kraft), l'effluent de la PCTMB est relativement plus chaud et possède une plus grande concentration de matière organique. Le tableau 2.7 [37-39] montre les caractères des effluents de PCTMB comparé à ceux d'usines de type kraft. Les valeurs peuvent être radicalement différentes dépendant des paramètres critiques comme l'espèce de bois, le rendement en pâte et le degré de blanchiment.

**TABLEAU 2.7 Comparaison des effluents de PCTMB et Kraft [37-39]**

	Volume d'effluent (m <sup>3</sup> /t. m.)	DBO (kg/t. m.)	DBO (mg/l)	Température (°C)
PCTMB	20 - 30	50 - 75	1700 - 3700	35 - 45
Kraft	24 - 50	25 - 35	200 - 460	25 - 35

## 2.5 TRAITEMENTS BIOLOGIQUES POUR LES EFFLUENTS DE PCTM

Pour les usines papetières, la chaîne conventionnelle du traitement qui peut être utilisée pour tout type d'eaux usées, de même que pour l'effluent de la PCTM, est la suivante :

- Prétraitement
- Clarification primaire
- Traitement biologique

Le prétraitement est une étape pour enlever les matières en suspension (MES) de grosseur importante, comme les chiffons, les grosses particules d'écorces, les éclats de billes, les cailloux et le sable, etc. Ces méthodes incluent le dégrillage, le dessablage et le déshuilage.

Le traitement primaire suit l'étape du prétraitement et peut enlever des matières en suspension plus fines. Les principaux processus pour la clarification des eaux usées sont formés de trois systèmes classiques pour la séparation de solides et liquides, soit: la sédimentation, la flottation et la filtration. Après le traitement primaire, environ 95% des MES et 10-15% de la DBO<sub>5</sub> sont enlevés dans les effluents d'usines de papier journal [8].

Pour atteindre les normes des réglementations gouvernementales en ce qui a trait au traitement de la DBO<sub>5</sub> et de la toxicité, la plupart des usines papetières installent des traitements secondaires qui sont des traitements biologiques. Les traitements biologiques sont des procédés qui utilisent les micro-organismes pour diminuer l'impact sur

l'environnement par la décomposition des substances organiques. Les objectifs des traitements secondaires ou traitements biologiques sont de permettent la réduction de la  $\text{DBO}_5$  de 75% à 95%, et un enlèvement total de la toxicité létale à la truite arc-en-ciel ou autre espèce de poisson, s'il y a lieu. Ces méthodes biologiques sont soit aérobies, anaérobies ou la combinaison de traitement anaérobies-aérobies. Avec la concentration de  $\text{DBO}_5$  retrouvée, les effluents de PCTM peuvent être traités avec l'une ou l'autre de ces méthodes biologiques.

### **2.5.1 Traitement aérobie**

Dans les traitements aérobies, les matières organiques sont transformées par les micro-organismes floculants en matières cellulaires qui peuvent facilement être séparées du liquide par des procédés physiques. L'aération est obtenue par des diffuseurs ou par des aérateurs mécaniques. Les traitements aérobies comprennent principalement les étangs aérés et les boues activées conventionnelles.

L'étang aéré est formé de bassins occupant une grande surface qui sont relativement peu profonds. Ce procédé utilise l'air diffusé ou de l'air entraîné par la turbulence des aérateurs de surface. Le procédé d'étangs aérés est utilisé par plus de 140 papeteries en Amérique du Nord, mais peu de références existent sur leur utilisation pour traiter les effluents de PCTM. Ce procédé ne recircule pas la liqueur mixte (biomasse) vers le système. L'avantage le plus important est la simplicité d'opération qui diminue les frais d'opération. Le temps de rétention est normalement supérieur à 7 jours, la concentration de la  $\text{DBO}_5$  alimentée doit être inférieure à 400-500 mg/l. Sa capacité pour enlever la  $\text{DBO}_5$  se situe entre 75% et 85%, parfois à 95%, et l'enlèvement de la toxicité est de 100% [8]. Puisque le temps de rétention des étangs aérés est long, leur sensibilité est faible aux chocs de charge organique et aux changements de pH. En général, l'avantage le plus évident des étangs aérés est leur capacité de diminuer la toxicité grâce à leur long temps de rétention. Pendant un mois d'opération dans un étang, les résultats obtenus d'un effluent de PCTM, par rapport à la  $\text{DBO}_5$ , sont une diminution de 3100 mg/l à 150 mg/l; pour les MES, de 600 mg/l à 150 mg/l et pour la DCO, de 8000 mg/l à 3000 mg/l. Dans

cet étang aéré, la  $\text{DBO}_5$  et les MES sont très bien éliminées [41]. Dans l'ouest canadien, l'usine Fiberco Taylor, qui produit de la pâte PCTMB, utilise des étangs aérés dont le temps de rétention est d'environ 10 jours. Le pourcentage d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  est de 83%, le pourcentage d'enlèvement de la DCO est de 60%, et celui de la  $\text{CL}_{50-96}$  heures est de 99% v/v [42]. Lorsqu'il est utilisé pour traiter des effluents de PCTM qui contiennent plus de matière organique que les autres effluents, comme le kraft ou la PTM, un temps de rétention plus long est requis ou un plus grand bassin serait nécessaire pour le traitement des effluents de PCTM. Pour cette raison, les systèmes de boues activées conventionnels deviennent très importants et plus intéressants.

Parmi les multiples systèmes de traitements biologiques disponibles, le système de boues activées conventionnel est le plus utilisé parce qu'il peut convenir à tous les types d'eaux usées et en même temps, c'est un procédé qui possède une grande efficacité et dont le besoin en espace est beaucoup moins important. Le procédé de boues activées comprend un bassin d'aération suivi d'un décanteur secondaire. La concentration des boues activées dans le bassin d'aération est maintenue à un niveau supérieur, soit entre 2000 et 5000 mg/l avec la recirculation des boues activées en provenance du décanteur secondaire [9, 10]. Ainsi, le temps de rétention hydraulique est beaucoup plus court que pour les étangs aérés si on traite le même effluent, et le temps d'aération est aussi beaucoup diminué. La plupart des usines québécoises des pâtes et papiers ont construit des systèmes de traitement des effluents en utilisant l'une ou l'autre des variantes du procédé de traitement de type boues activées depuis 1995 [40]. Dans les systèmes de boues activées, le temps de rétention si situe entre 3 heures et 72 heures, la concentration de la  $\text{DBO}_5$  de l'affluent est supérieure à 400 mg/l, la capacité pour enlever la  $\text{DBO}_5$  est de plus 90%, même 98-99% est souvent atteint ; l'enlèvement de la toxicité est de 100% [8]. Par exemple, Donohue Matane Inc. à Matane, Québec, qui effectue le traitement d'effluents de PCTMB de bois résineux et feuillu (Tremble), utilise la méthode des boues activées. Elle a obtenu un pourcentage d'enlèvement de la DCO supérieur à 70% et un pourcentage d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  supérieur à 95% [43]. Dans l'ouest canadien, Millar Western Pulp Ltd. traite son effluent de PCTMB avec le système de boues activées par aération prolongée; le pourcentage d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  est en moyenne de 98%

(1,6 kg/t.m.s.a) et celui pour la DCO est en moyenne de 86% (28 kg/t.m.s.a). Par comparaison à un étang aéré standard ou à un système de boues activées conventionnel de l'usine de Fiberco Taylor qui fut déjà mentionné, le système par aération prolongée de boues activées de Millar Western River montre une efficacité beaucoup plus élevée pour l'enlèvement de la DCO (86% vers 60%) [42]. Campbell, A.G., et al. [30] ont rapporté d'aussi bons résultats du traitement d'un effluent de PCTM avec les systèmes de boues activées. L'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  fut de 95%-97%, les acides résineux furent diminués à un niveau non détectable et la toxicité de l'effluent original de 0,31 à 0,5% v/v de la  $\text{CL}_{50}$ -96 fut pratiquement complètement enlevée [30].

D'après les résultats des études ci-dessus, le traitement par boues activées est normalement très efficace pour enlever la  $\text{DBO}_5$  et la toxicité des effluents de la PCTM. L'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  est supérieur à 95% - 98% et la toxicité est totalement enlevée dans plus de 95% des cas. Les ARG dans les effluents de PCTM peuvent être enlevés facilement par le traitement de boues activées; le pourcentage d'enlèvement est supérieur à 95%.

Le principal avantage d'un système de boues activées est sa capacité d'obtenir des effluents traités qui ont une qualité supérieure à un coût raisonnable. La concentration des MES dans les eaux traitées est très faible en comparaison à celle d'un étang aéré. De plus, elle peut être contrôlée car on peut ajuster le temps de rétention de la biomasse (SRT) en ajustant le rejet des boues activées afin d'obtenir des eaux traitées de meilleure qualité.

Toutefois, le procédé d'opération d'un système de boues activées est beaucoup plus complexe en raison de sa caractéristique de pouvoir être contrôlé. Pour atteindre le résultat désiré, les opérateurs doivent posséder une très bonne qualification technique. Aussi, le système est lent à répondre aux changements instantanés qui limitent donc l'utilisation de quelques techniques de contrôle automatique. Donc, même si le coût d'investissement est raisonnable, la dépense d'opération biologique est plus élevée. De plus, un autre problème que l'on peut rencontrer fréquemment dans l'opération d'un système de boues activées est la dimension des flocs (boues) causée par la croissance des

micro-organismes filamenteux dans la biomasse de la liqueur mixte [44-46]. Elle peut être évitée en utilisant un ‘sélecteur’ en tête du traitement. La liqueur mixte passe immédiatement dans une chambre anoxique (ou aérée) pendant 10 à 20 minutes après que l’effluent brut soit ajouté aux boues activées recirculées.

Les traitements par boues activées sont très efficaces pour l’enlèvement de la  $DBO_5$  et de la toxicité dans les effluents des usines de pâtes et papiers, y compris les effluents de la PCTM. Mais ces traitements sont très onéreux en capitaux et en coûts d’opération à cause de la nature des effluents de pâtes et papiers, surtout ceux des effluents de PCTM et PCTMB. Les températures supérieures peuvent exiger une étape de refroidissement dans le procédé pour éviter de nuire aux biomasses aérobies pendant les opérations estivales. D’autre part, la concentration organique supérieure exige des coûts additionnels pour l’aération et peut conduire à un coût beaucoup plus élevé pour le traitement des biomasses et des boues secondaires qui sont alors plus importantes. Pour obtenir des solutions plus économiques, certaines usines traitent leurs effluents avec d’autres technologies; le traitement anaérobiose est une alternative intéressante à cet égard.

### 2.5.2 Traitement anaérobiose

Le traitement anaérobiose permet d’économiser de l’énergie et de l’argent. L’économie d’énergie est obtenue de deux façons: la première, les procédés anaérobies opèrent en absence d’oxygène, donc, les aérateurs mécaniques ou les surpresseurs qui fournissent l’oxygène dans les systèmes aérobies conventionnels ne sont pas nécessaires; de plus, du méthane est produit au cours du traitement anaérobiose des effluents et peut être utilisé comme combustible, assurant ainsi une disponibilité énergétique. La combinaison de la réduction de la demande en énergie et de la génération de méthane peut payer l’opération de l’usine de traitement et produire un retour l’investissement [39].

Le traitement anaérobiose pour les effluents industriels a attiré beaucoup l’attention des usines telles que les industries d’emballage de la viande, de production du vin, de la pharmaceutique et l’industrie alimentaire. L’industrie des pâtes et papiers ne néglige pas

les développements de la technologie de ce procédé. Plusieurs conférences furent tenues et un grand nombre d'études dans des usines pilotes furent réalisées, conduisant à des installations de grande envergure.

Cependant, un système anaérobie a besoin d'un procédé de contrôle et d'opération avec l'attention d'un contrôleur, ce qui est équivalent à ce qui est demandé pour les usines de boues activées, mais non nécessaire pour un étang d'aération. D'ailleurs, dans beaucoup de cas, une étape aérobie est nécessaire après le système anaérobie, tel que déjà mentionné, parce que les effluents non traités de PCTMB sont sérieusement toxiques pour les poissons et la toxicité ne peut pas être complètement enlevée par le traitement anaérobie seul. Dans tous les cas, le traitement anaérobie coûte moins cher en investissement et en dépenses d'énergie, mais il coûte quand même plus cher que les systèmes aérobies, car la dépense d'opération doit comprendre celle de l'étape aérobie, qui devient nécessaire [39, 47].

À court terme, le traitement anaérobie est une technologie intéressante à considérer pour résoudre les problèmes de boues générées par les papetières; à long terme, la technologie anaérobie est importante en tant que prétraitement dans le système global de traitement des eaux usées des papetières [8].

### 2.5.3 Traitement anaérobie-aérobie

Le procédé de traitement anaérobie-aérobie consiste en deux étapes: une étape anaérobie suivie d'une étape aérobie (soit l'étang aéré ou le système de boues activées). Une grande partie de la  $DBO_5$  dans l'effluent se convertit en méthane durant le prétraitement anaérobie; les post-traitements aérobies enlèvent la toxicité et augmentent l'enlèvement de la  $DBO_5$ . Ce procédé en deux étapes est efficace pour les enlèvements de la  $DBO_5$  et de la toxicité des effluents de pâtes et papiers.

De nombreuses études ont été réalisées sur le procédé de traitement anaérobie-aérobie des effluents de PCTM et sur les autres effluents de pâtes et papiers [47, 48, 50-52]. La

plupart de ces procédés mettent l'accent sur la capacité de traitement anaérobie et sur le développement de techniques de traitement anaérobie. Donc, il est nécessaire d'établir les méthodes pour concevoir et opérer ce procédé en deux étapes.

## 2.6 LES RECHERCHES SUR LES CHOCS DE CHARGE

Les systèmes de boues activées sont devenus les plus importants pour traiter les effluents de pâtes et papiers. Cependant, la plupart des études de ces systèmes insistent sur les conditions opérationnelles en état stable. Mais dans les procédés réels de fabrication des papetières, il y a beaucoup de possibilités que l'usine utilise plusieurs espèces du bois pour fabriquer les pâtes ou les papiers. Donc, les effluents de l'usine peuvent contenir des concentrations très différentes de  $DBO_5$ , de  $DCO$ , des  $ARG$  et des autres substances chimiques. Ces différences produisent un choc pour les systèmes de traitement.

Les chocs de charge sont généralement divisées en deux catégories principales: quantitatives et qualitatives [53]. Les chocs de charge quantitatifs sont caractérisées par une augmentation dans la quantité de substrat alimenté au système de traitement. Il y a plusieurs formes d'augmentation: soit l'augmentation de la concentration dans l'affluent vers le réacteur ou soit l'augmentation du débit d'affluent, ou encore la combinaison de ces deux augmentations. Les chocs de charge qualitatifs impliquent un changement dans la nature du substrat qui entre au système de traitement. Ce changement de nature peut comprendre en particulier l'addition de substances produisant de la toxicité pour l'affluent du système de traitement [53].

Un choc typique de charge à un système de boues activées pour traiter les eaux usées de pâtes et papiers est souvent une combinaison de plusieurs sortes de choc. Même dans une usine qui possède un bon tampon pour éliminer les chocs hydrauliques, il y a aussi une combinaison des chocs quantitatifs et qualitatifs [53].

Une étude des chocs de charge au laboratoire avec des effluents d'usines de pâte kraft blanchie a démontré qu'un système de boues activées tend à offrir une meilleure

résistance aux chocs que les étangs exploités avec des durées de rétention des matières solides comparables. Les boues plus jeunes tendent à se remettre de chocs plus rapidement que celles plus âgées, tout particulièrement en ce qui concerne les chocs de charge importants [53]. À l'usine de Donohue Matane Inc., une usine de PCTMB qui produit 50% de pâte de bois dur (feuillu-tremble) et 50% de pâte de bois mou (épinette), la production alterne mensuellement entre le bois dur et le bois résineux. L'efficacité du traitement par boues activées se mesure principalement par son efficacité de l'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$ . L'enlèvement de la DCO est supérieur à 70% et correspond à un enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  de plus de 95% [6, 43].

## CHAPITRE III

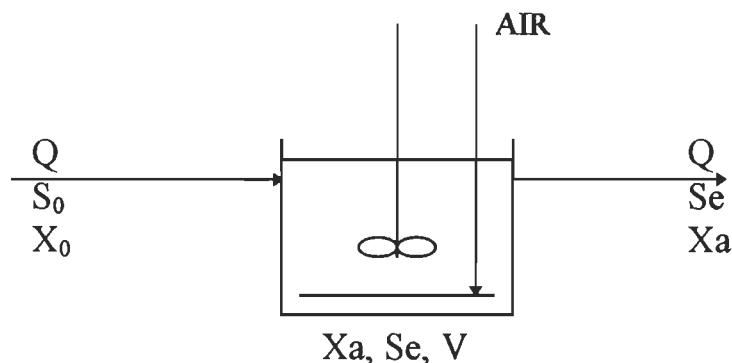
## PROCÉDURES EXPÉRIMENTALES

### 3.1 ÉTUDE SUR LA CINÉTIQUE

La première partie des essais expérimentaux en laboratoire a porté sur la détermination de la cinétique de biodégradation de l'effluent en provenance de la pâte PCTMB de tremble. La cinétique pour l'effluent de l'épinette était déjà connue par des études antérieures.

### 3.1.1 Modèle mathématique du bioréacteur aéré

Le modèle choisi est un bioréacteur parfaitement aéré et opérant en régime continu dont les paramètres sont définis ci-dessous.  $Q$  est le débit hydraulique;  $S_0$  et  $S_e$  sont les concentrations du substrat dans l'affluent alimenté et l'effluent traité respectivement (Dans la plupart des cas, elles sont exprimées en concentration de la  $DBO_5$ );  $X_a$  est la concentration des microorganismes dans le réacteur possédant un volume  $V$ .



### FIGURE 3.1 Schéma du modèle du bioréacteur aéré, parfaitement agité et opérant en continu

### 3.1.1.1 Bilan de matière pour le substrat

Dans un réacteur comme celui-ci, le bilan de matière pour le substrat est tel qu'illustre par l'équation suivante:

$$S_0 Q = SeQ + rV + \frac{d(VSe)}{dt} \quad (3.1)$$

où  $r = - (dSe / dt)_r$

Si le modèle cinétique de Monod s'applique,  $v = v_m Se / (K_s + Se)$ , où  $v$  est défini comme le taux d'enlèvement spécifique et  $v_m$  est la valeur maximale de  $v$ .

$$\text{Donc, } S_0 Q = SeQ + vXaV \quad (3.2)$$

Dans le cas où  $Se$  est négligeable devant  $K_s$  (où  $K_s$  est une constante en concentration du substrat, en unité de mg/l), le taux  $v$  est égal à  $v_m Se / K_s$

$$\text{Alors, } S_0 Q = SeQ + \frac{v_m}{K_s} XaSeV \quad (3.3)$$

Sachant que  $t = V/Q$ , si on pose  $K = v_m / K_s$ , on obtient:

$$\frac{S_0 - Se}{tXa} = KSe, \quad (3.4)$$

Cette équation s'applique normalement dans le traitement des eaux usées domestiques.

Dans le cas où  $K_s$  est négligeable devant  $S$ , on obtient plutôt:

$$S_0 Q = SeQ + v_m XaV \quad (3.5)$$

Sachant que  $t = V/Q$ , si on pose  $k = v_m$ , l'équation se réduit à:

$$\frac{S_0 - Se}{t} = KXa \quad (3.6)$$

### 3.1.1.2 Bilan de matière pour la biomasse

Pour le bioréacteur mentionné ci-dessus, le bilan de matière pour les microorganismes est obtenu comme suit:

$$QX_0 + \mu XaV = QXa + bXaV + \frac{d(XaV)}{dt} \quad (3.7)$$

où  $\mu$  est le taux de croissance spécifique des microorganismes;  $b$  est défini comme le taux de respiration endogène et s'exprime en (1/jour).

#### État d'équilibre

En régime d'équilibre, nous avons  $d(XaV)/dt = 0$ . Généralement, il n'entre aucun micro-organisme avec l'effluent alimenté,  $X_0 = 0$ . Dans ce cas, l'équation (3.7) devient:

$$\mu XaV = QXa + bXaV \quad (3.8)$$

Puisque  $\mu Xa = (dXa/dt)t = -a(dSe/dt)t$  et  $(dSe/dt)r = (Se - S_0)Q/V$ ,

$$\text{Donc, } \mu Xa = \frac{a(S_0 - Se)Q}{V} \quad (3.9)$$

$$\text{Alors, } a(S_0 - Se)Q = QXa + bXaV, \quad (3.10)$$

$$\text{D'où: } \frac{1}{t} = \frac{a(S_0 - Se)}{tXa} - b \quad (3.11)$$

a représente le "rendement de la synthèse", et s'exprime en (g SSLM formé/g DBO<sub>5</sub> enlevée).

$$\text{Puisque } (S_0 - Se)/tXa = KSe, \quad (3.4)$$

$$\text{Donc, } \frac{1}{t} = aKSe - b \quad (3.12)$$

$$\text{d'où: } Se = \frac{\frac{1}{t} + b}{aK} \quad (3.13)$$

Cette équation montre que si  $Se \ll K_s$ , la concentration en substrat ne dépend que du taux de dilution ( $1/t$ ), et la concentration  $S_0$  n'intervient pas.

Si l'équation  $(S_0 - Se)/t = KXa$  s'applique,

l'équation (3.11) peut s'écrire sous la forme suivante:

$$\frac{1}{t} = aK - b \quad (3.14)$$

Cette équation montre que  $K$  est une fonction linéaire du taux de dilution.

### 3.1.1.3 Le transfert et la consommation de l'oxygène

L'oxygène est transféré de la phase gazeuse à la phase liquide et suit la loi de Fick:

$$\frac{N}{V} = K_L a(C_s - C_L) \quad (3.15)$$

Où  $\frac{N}{V}$  est le taux de transfert d'oxygène;  $K_L a$  est le coefficient global de transfert;  $C_s$  et  $C_L$  sont respectivement les concentrations d'oxygène saturante et réelle dans la solution.

Dans un système en état d'équilibre,  $R_v$  (le taux de la consommation d'oxygène par les microorganismes) sera égal au taux d'oxygène transféré. Or  $R_v$  est égal à la somme du taux d'oxygène consommé par le processus de la synthèse et de celui de l'oxygène consommé par le processus de la respiration endogène selon l'équation:

$$K_L a(C_s - C_L)V = VR_v = a'(S_0 - Se)Q + b'XaV \quad (3.16)$$

Où  $C_L$  représente la concentration d'oxygène dans le bioréacteur;  $a'$  représente le coefficient de consommation d'oxygène pour enlever le substrat et s'exprime en (g O<sub>2</sub>/g DBO<sub>5</sub> enlevée);  $b'$  représente le taux d'oxygène utilisé pour la respiration endogène et s'exprime en (g O<sub>2</sub>/g SSLM oxydé. jour). L'équation peut ainsi s'écrire comme suit:

$$\frac{R_v}{Xa} = a' \frac{S_0 - Se}{tXa} + b' \quad (3.17)$$

### **3.2 CARACTÉRISTIQUES DES EFFLUENTS DE PCTMB**

Les effluents de PCTMB utilisés pour réaliser les essais en laboratoire étaient de deux types, soit l'effluent de bois de tremble (feuillu) et de bois d'épinette (résineux). La concentration de la DCO de l'affluent de tremble se situait entre 4510 et 17500 mg/l, celle de l'affluent d'épinette était entre 2660 et 4700 mg/l. La concentration de la DBO<sub>5</sub> de l'affluent de tremble était de 1940 mg/l à 8590 mg/l, celle de l'affluent d'épinette était de 1010 mg/l à 2170 mg/l. La toxicité (CL<sub>50</sub>-96) de l'affluent de tremble se situait entre 7,06% et 40,2% v/v, celle de l'affluent d'épinette était de 15,5% à 42,7% v/v. La concentration de l'ARG de l'affluent de tremble était 59,6 mg/l et celle de l'affluent d'épinette était 10,2 mg/l. Les caractéristiques de DBO<sub>5</sub>, de DCO et de toxicité des affluents étaient variables pour chaque période (surtout pour les trois premières périodes), les détails vont être parlés dans le chapitre suivant.

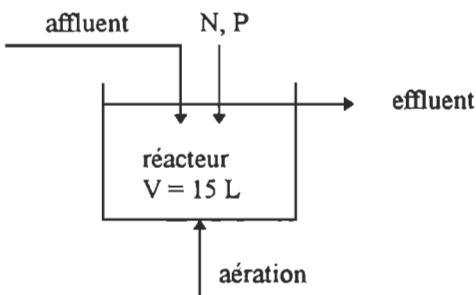
### **3.3 COLLECTION D'EFFLUENTS ET PRÉPARATION POUR L'ALIMENTATION DU TRAITEMENT BIOLOGIQUE**

Pendant la période expérimentale, les échantillons des effluents furent collectés à chaque mois par l'usine et conservés dans des chaudières de plastique (20 litres chacune) dans un réfrigérateur maintenu à 4°C. L'alimentation fut préparée périodiquement avec l'ajout des éléments nutritifs, soit l'azote (sous forme d'urée) et le phosphore (sous forme d'acide phosphorique 75%) dans les rapports DBO<sub>5</sub>/N/ P de 100 / 5 / 1 .

### 3.4 DESCRIPTION DU SYSTÈME DE TRAITEMENT

#### 3.4.1 Montage expérimental pour l'étude de la cinétique avec le tremble

Le montage pour l'étude de la détermination de la cinétique avec le tremble a fait appel à l'utilisation de quatre réacteurs agités, continuellement alimentés, et opérant en parallèle sous des conditions différentes. Un réacteur typique est illustré au schéma suivant:



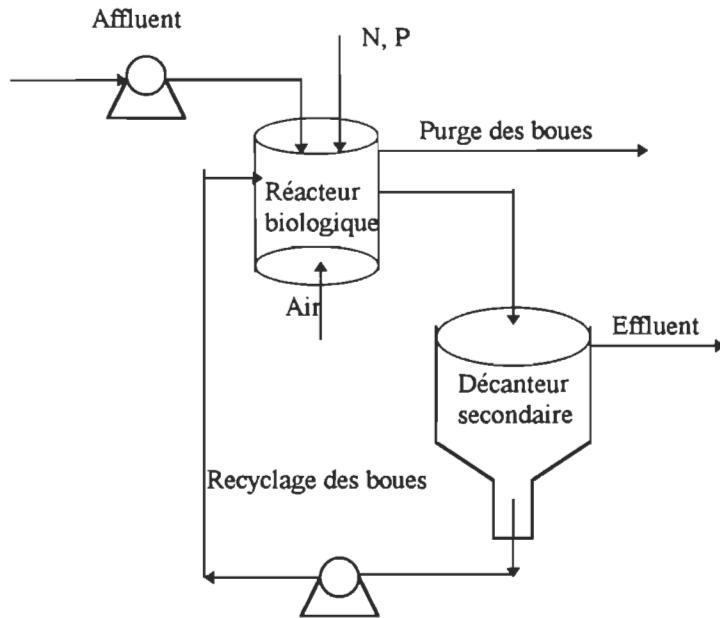
**FIGURE 3.2 Schéma expérimental pour l'étude de la cinétique avec le tremble**

Tel qu'illustré ci-dessus, les eaux usées étaient pompées au réacteur d'un volume opérationnel de 15 litres. Un tube perforé enroulé au fond du bioréacteur fournissait l'aération par un débit d'air contrôlé et à la fois, il assurait une agitation suffisante de la biomasse. L'alimentation était maintenue constante à l'aide de micropompes Masterflex et de contrôleurs.

Les rapport  $\text{DBO}_5/\text{N/P}$  maintenu tout au cours des essais a été de 100/5/1 et les réacteur furent opérés à la température de la pièce, soit environ 23°C.

#### 3.4.2 Montage expérimental pour l'étude des performances

Toutes les données de l'étude proviennent d'essais pilotes réalisés au moyen de réacteurs tel qu'illustré au schéma ci-dessous. Deux réacteurs ont toujours opéré en parallèle et furent alimentés avec le même affluent.



**FIGURE 3.3 Schéma du traitement conventionnel en laboratoire par boues activées (aérobiose)**

Tel qu'illustré ci-dessus, les eaux usées étaient pompées constamment au réacteur biologique d'un volume opérationnel de 15 litres. Un tube perforé enroulé au fond du bioréacteur.

Ce réacteur possédait un temps de rétention hydraulique de 48 heures, opérait à une température constante de 30°C maintenue par un chauffage électrique thermostaté. Le pH était mesuré et contrôlé à 7 en y ajoutant l'acide sulfurique.

L'effluent du réacteur biologique était dirigé vers le décanteur secondaire où les boues étaient séparées des eaux clarifiées. Les boues récupérées étaient recyclées au bioréacteur avec une micropompe. L'effluent clarifié était récupéré pour les analyses conventionnelles.

L'âge des boues au réacteur était contrôlé par la purge des boues à partir du réacteur directement. Contrairement à une opération industrielle, cette pratique permettait d'obtenir un meilleur contrôle. Cette opération quotidienne est basée sur le maintien d'une concentration déterminée de biomasse dans le réacteur et est l'approche habituellement favorisée en laboratoire.

### **3.5 ÉCHANTILLONNAGE ET ANALYSE**

Pour bien contrôler les systèmes, le prélèvement des échantillons et leurs analyses devaient respecter certaines conventions. Les échantillons étaient prélevés directement dans les bioréacteurs ou dans les contenants de l'effluent traité durant 24 heures. Les analyses des échantillons étaient effectuées immédiatement après échantillonnage.

#### **3.5.1 Paramètres à analyser pour la mesure des performances**

La liste des paramètres pour évaluer les performances ainsi que la fréquence de leur analyse sont présentés au tableau 3.1. La sélection de ces paramètres est basée soit sur leur importance dans les règlements d'effluents, ou soit sur leur rôle dans le procédé de contrôle. Les règlements imposent que les charges polluantes dans un effluent soient réduites sous les limites prescrites avant la décharge. La  $\text{DBO}_5$  et la toxicité sont les paramètres les plus importants à contrôler. La DCO est aussi une caractéristique importante, elle est facilement déterminée et utile pour le contrôle des réacteurs.

La concentration en solides en suspension totaux dans la liqueur mixte du bioréacteur (SSLM) et l'indice du volume des boues (IVB) sont deux paramètres importants pour caractériser les boues. La concentration des SSLM est également un paramètre important de contrôle pour le traitement biologique.

**TABLEAU 3.1 Fréquence de mesure des paramètres**

Paramètre	Fréquence
Toxicité	mensuelle
DCO, DBO <sub>5</sub>	3 fois / semaine
SSLM, SSVLM	3 fois / semaine
TUO, TSUO et IVB	3 fois / semaine
Débits, pH	quotidienne
OD, température	quotidienne
Azote, phosphore	1 fois / semaine

### 3.5.2 Méthodes d'analyse et de mesure

Différentes méthodes d'analyse furent utilisées dans cette étude pour atteindre les divers objectifs. L'objectif premier était d'évaluer l'impact des alternances de charges de DBO<sub>5</sub> alimentées à un système de traitement biologique en boues activées sur la performance d'enlèvement et d'en mesurer l'effet sur la toxicité de l'effluent traité. Les mesures telles que la DBO<sub>5</sub>, la DCO, les SSLM et les SSVLM furent réalisées selon les méthodes standards de l'ACPP [54-56].

#### 3.5.2.1 DBO<sub>5</sub>

La demande biochimique en oxygène durant 5 jours (DBO<sub>5</sub>), est un paramètre très important pour évaluer la qualité de l'eau. Elle est une mesure de la quantité d'oxygène consommée par les bactéries aérobies afin d'oxyder les matières organiques biodégradables dans l'eau ou dans l'effluent pendant une période de 5 jours à une température de 20°C. L'essai de la DBO<sub>5</sub> donne une mesure indirecte des matières organiques en déterminant la quantité totale d'oxygène consommée par les microorganismes en mesurant, avant et après une période d'incubation de 5 jours, la

teneur en oxygène dissous (OD) d'un échantillon. Cette teneur est proportionnelle à la teneur en matières organiques oxydées par les microorganismes [54].

L'essai s'applique à l'effluent que rien ne perturbe ou n'empêche l'oxydation par les microorganismes. Il est obtenu au laboratoire sous des conditions bien contrôlées de température, de pH, de nutriments (les solutions de  $\text{FeCl}_3$ ,  $\text{CaCl}_2$ ,  $\text{MgSO}_4$  et la solution tampon de phosphore), et on utilise une culture de microorganismes acclimatés à l'affluent à traiter.

### 3.5.2.2 DCO

Les matières organiques contenues dans l'effluent sont complètement oxydées pendant l'essai de la DCO. En général, les résultats des essais de  $\text{DBO}_5$  reflètent davantage les conditions du milieu en ce qui a trait à la dégradation naturelle des matières dissoutes dans les effluents; il prend cependant une plus longue période. L'oxydation de la DCO est beaucoup plus poussée, toutes les matières organiques et les matières inorganiques oxydables contenues dans l'effluent sont oxydées avec le bichromate de potassium ( $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ ) dans des conditions très acides [55]. On définit la DCO par le nombre de milligramme d'oxygène consommé par un litre d'échantillon. Les résultats d'essais de DCO sont toujours beaucoup plus élevés que ceux de la  $\text{DBO}_5$  pour un même échantillon (environ de 2 à 4 fois).

Il existe une méthode standard de la section technique de l'Association canadienne des pâtes et papiers pour mesurer la DCO [55]. Mais généralement, la méthode HACH pour la mesure de la DCO est plus utilisée au laboratoire grâce à ses propriétés de commodité, rapidité et précision [8].

La micro-méthode de HACH utilise des tubes d'échantillons prêts à l'emploi. Le tube contient des quantités prémesurées de tous les réactifs nécessaires, éliminant ainsi toute pesée ou préparation des réactifs. Le bouchon à vis du tube est conçu spécialement pour cette méthode et est déterminante pour la fiabilité de l'analyse. Trois sortes de tubes sont

plus utilisés : Basse gamme (0-150 mg/l), Haute gamme (0-1500 mg/l) et Haute gamme plus (0-15000 mg/l). Quand on mesure la DCO avec la méthode de HACH, on ajoute 2 ml de l'échantillon à chacun des tubes; on place les tubes dans le réacteur pour les chauffer pendant 2 heures à 150°C; on effectue la lecture des résultats des échantillons directement en mg/l de la DCO à la longueur d'onde de 620 nm avec un spectrophotomètre ou un colorimètre HACH.

### **3.5.2.3 SSLM et SSVLM**

Les solides en suspension totaux dans la liqueur mixte (SSLM) sont les matières pouvant être récupérées de l'effluent par filtration, séchage et pesée avec le filtre utilisé. Les solides volatiles en suspension totaux dans la liqueur mixte (SSVLM) sont la partie des matières en suspension qui disparaît après calcination à  $550^{\circ}\text{C} \pm 25^{\circ}\text{C}$  [56]. Ces mesures sont simples et elles sont réalisées 3 fois par semaine. La concentration de solides en suspension totaux dans la liqueur mixte est mesurée par filtration avec un filtre de fibre de verre (934-AH de marque de Whatman) suivie d'un séchage au four à  $105^{\circ}\text{C}$ .

La méthode employée pour mesurer ces paramètres est la méthode standard de la Norme H.1 de l'ACPP [56].

### **3.5.2.4 IVB**

L'indice du volume des boues (IVB), pour évaluer la capacité de la sédimentation des boues activées, est déterminé en utilisant un cylindre de sédimentation dont le diamètre est plus grand que 10 centimètres, et les graduations exprimées en dixième et centième de millilitres. L'échantillon de liqueur mixte est placé dans le cylindre de sédimentation rapidement et avec soin afin d'éviter un surplus d'aération autant que possible. Le contenu du cylindre doit alors être agité doucement pour assurer un mélange complet; puis on peut alors commencer à mesurer le temps de sédimentation. L'observation du volume des boues après 30 minutes de sédimentation est utilisée pour calculer l'IVB.

Pour calculer l'IVB, il suffit simplement de diviser le volume de sédimentation après 30 minutes par la concentration des SSLM selon la formule suivante:

$$IVB = \frac{Vol_{30} (ml/l) \times 1000 (mg/g)}{SSLM (mg/l)}$$

### 3.5.2.5 TUO et TSUO

Le taux d'utilisation d'oxygène (TUO) et le taux spécifique d'utilisation d'oxygène (TSUO) sont des paramètres pour mesurer le taux de respiration des organismes dans le processus des boues activées. Ils sont utiles dans l'évaluation de la performance du processus, de l'équipement et de la biodégradabilité des eaux usées.

$$TUO = \frac{OD_{initial} - OD_{final}}{Temps(min) \times \frac{1}{60}} = mgO_2 / l / heure$$

$$TSUO = \frac{TUO}{SSLM} = mgO_2 / heure / mgSSLM$$

### 3.5.2.6 pH

La mesure du pH est employée pour assurer les conditions d'opération optimum pour les microorganismes dans le système de traitement. Puisque cette mesure est simple à réaliser, elle est faite quotidiennement pour l'effluent alimenté, la liqueur mixte dans le réacteur et l'effluent final. Le pH est lu directement par un pH-mètre.

### 3.5.2.7 OD et température

L'oxygène dissous (OD) est un paramètre très important pour assurer les besoins des microorganismes d'une quantité suffisante d'oxygène pour leur métabolisme. Puisque cette mesure est simple à réaliser, elle est faite également quotidiennement dans la liqueur

mixte du réacteur avec un appareil mesurant l'oxygène dissous. La température est également mesurée en même temps avec le même appareil.

### **3.5.2.8 Débit**

La mesure du débit de l'effluent alimenté est utilisée pour contrôler le temps de rétention hydraulique du système et pour optimiser les conditions d'opération des microorganismes. Puisqu'il est facile de le mesurer, cette mesure est faite quotidiennement pour les débits de l'effluent alimenté. Les boues recirculées sont mesurées avec un chronomètre et un tube gradué.

### **3.5.2.9 Phosphore**

La mesure du phosphore est réalisée pour s'assurer que les microorganismes soient alimentés d'une quantité suffisante de phosphore pour leur métabolisme. Cette mesure est réalisée une fois par semaine sur l'effluent alimenté et l'effluent final qui sont filtrés.

La mesure de ce paramètre est simple et se fait par réaction des orthophosphates avec un indicateur de molybdate. La réaction produit une coloration bleue. La concentration de phosphore est lue directement avec un spectrophotomètre, soit le même que celui de la mesure de DCO. Au laboratoire, l'indicateur "PhosVer 3 Phosphore Power Pillow" de HACH est utilisé.

### **3.5.2.10 Azote**

La mesure de l'azote est aussi réalisée pour s'assurer qu'une quantité suffisante d'urée soit ajoutée au système pour le métabolisme des microorganismes. Cette mesure est réalisée une fois par semaine.

Pour mesurer ce paramètre, deux méthodes sont employées au laboratoire. Une façon plus traditionnelle est réalisée par la réaction de l'ammoniaque avec le réactif de Nessler

### **3.6 LA PERFORMANCE DU SYSTÈME**

La performance du système est évaluée par les paramètres suivants:

- La stabilité du système (température, pH, débit, etc.)
- L'enlèvement des contaminants (DBO<sub>5</sub>, DCO)
- L'enlèvement de la toxicité ( par les tests de truites, daphnies et Microtox)
- Les caractéristiques des boues (IVB, TUO, TSUO)

L'accent de cette recherche est mis particulièrement sur l'effet de la variation périodique de charges de DBO<sub>5</sub>. L'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> et de la toxicité sont donc les principaux critères dans cette étude.

## CHAPITRE IV

### RÉSULTATS ET DISCUSSION

#### 4.1 ÉTUDE SUR LA CINÉTIQUE AVEC LE TREMBLE

Tous les résultats expérimentaux détaillés obtenus lors de cette étude, pour chacun des sept essais en réacteurs agités, sont présentés aux annexes I et II. Certaines données en provenance des réacteurs opérant en boues activées (réacteurs nos 5 et 6) furent aussi utilisées pour les calculs (annexes III et IV).

##### 4.1.1 Conditions expérimentales pour les essais de la cinétique avec le tremble

Quatre réacteurs agités furent utilisés pour étudier la détermination de la cinétique avec le tremble. Ces réacteurs furent alimentés continuellement et parallèlement sous des conditions différentes. Au cours de ces essais, sept conditions d'opération différentes furent utilisées. Un essai est considéré réussi lorsqu'il atteint une concentration stable de la biomasse pour une durée minimale de deux semaines, et en sus, maintient, des enlèvements constants de la DCO et de la DBO<sub>5</sub>. Les conditions d'opération moyennes utilisées sont montrées au tableau 4.1.

**TABLEAU 4.1 Conditions d'opération moyennes utilisées pour l'étude de la cinétique**

Réacteur agité no*	TRH (heure)	Concentration de la biomasse (mg/l)				Durée de l'essai (jours)	
		(à l'équilibre)					
		Xa		Xva			
		Moyenne	Écart-type	Moyenne	Écart-type		
R1**	12,3	1800	640	1540	600	130	
R2**	24,4	2280	787	1900	677	130	
R3**	47,5	2750	944	2270	796	130	
R4a**	72,7	2730	719	2280	559	130	
R4b	74,0	3060	663	2500	581	41	
R7	18,0	2730	772	2180	690	63	
R8	36,5	3320	808	2650	695	63	
R9	61,1	3100	1330	2490	1100	63	

\* Les réacteurs nos 5 et 6 furent utilisés pour l'étude des alternances (boues activées)

\*\* Les réacteurs nos 1, 2, 3, 4a sont devenus les réacteurs nos 7, 8, 9, 4b.

La durée des essais pour la cinétique fût de 190 jours. Les valeurs moyennes et les écarts-types sont montrés dans le tableau suivant.

**TABLEAU 4.2 Les valeurs moyennes et les écarts types des concentrations d'alimentation**

Concentration (mg/l) - Alimentation*					
Moyenne			Écart-type		
DBO <sub>5</sub>	DCO	Rapport DCO/DBO <sub>5</sub>	DBO <sub>5</sub>	DCO	Rapport DCO/DBO <sub>5</sub>
5420	14200	2,6	1350	5450	0,9

\* Période totale des essais (190 jours)

#### 4.1.2 Résultats d'efficacité des réacteurs agités

Les efficacités d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  et de la DCO furent mesurées pour chacun des réacteurs agités pour effectuer l'étude sur la cinétique. Le tableau 4.3 montre ces résultats.

Dans le tableau 4.3, les résultats des efficacités de traitement de la  $\text{DBO}_5$  et de la DCO ne sont pas optimaux, mais c'est normal parce que l'objectif de l'opération de ces réacteurs visait à obtenir des données pour la cinétique.

Les données du tableau ci-dessous, pour la durée totale des essais, sont illustrées à l'annexe II, desquelles sont déterminées les périodes stables pour l'évaluation des coefficients cinétiques. Les figures de cette annexe incluent également la valeur  $X_a$ , soit la concentration de la biomasse dans chacun des réacteurs.

**TABLEAU 4.3 Les efficacités d'enlèvement des réacteurs agités**

Réacteur no	Enlèvement de $\text{DBO}_5$ (%)		Enlèvement de DCO (%)	
	Moyenne	Écart-type	Moyenne	Écart-type
1	51,6	21,4	46,3	17,3
2	62,7	20,0	54,4	17,6
3	74,0	17,0	63,1	17,9
4a	84,7	12,4	70,3	14,6
4b	78,1	10,2	66,2	10,8
7	49,9	14,0	44,7	12,5
8	64,9	11,0	56,0	10,7
9	61,1	15,6	51,8	15,0

**TABLEAU 4.4 Les alternances d'alimentation**

Période	Type d'effluent alimenté		Nombre de jours
	Réacteur no.5	Réacteur no.6	
A	Tremble	Tremble	91
B	Épinette	Tremble	40
C	Tremble	Épinette	42
D	Épinette	Tremble	30
E	Tremble	Épinette	42
F	Épinette	Tremble	25
G	Tremble	Épinette	29
H	Épinette	Tremble	28
I	Tremble	Épinette	28
J	Épinette	Tremble	35
K	Tremble	Épinette	30
L	Épinette	Tremble	63

Dans ce tableau, il y a un total de 12 périodes d'essais de A à L. À la première période A, les deux réacteurs étaient alimentés avec le même effluent de tremble pendant 91 jours. Depuis la deuxième période B, l'effluent de bois résineux a commencé à être alimenté au réacteur 5; le réacteur 6 était maintenu à l'alimentation de tremble. Dans les périodes suivantes de C à L, les deux sortes d'effluents étaient alimentés périodiquement vers les deux réacteurs R5 et R6 avec les alternances mensuelles.

### 4.3 CONDITIONS MOYENNES D'OPÉRATION

#### 4.3.1 DBO<sub>5</sub>

Puisque la DBO<sub>5</sub> est le paramètre le plus important dans les règlements d'effluents et pour le contrôle du procédé, il fut mesuré 3 fois par semaine. D'après les résultats

obtenus, les concentrations de  $\text{DBO}_5$  de bois tremble sont d'environ 2 fois supérieures à celles du bois d'épinette. Les résultats de la  $\text{DBO}_5$  sont montrés au tableau 4.5.

**TABLEAU 4.5 Concentrations moyennes de  $\text{DBO}_5$  alimentée aux deux réacteurs**

Période	$\text{DBO}_5$ dans le réacteur 5( mg/l )		$\text{DBO}_5$ dans le réacteur 6( mg/l )	
	Moyenne	Écart-type	Moyenne	Écart-type
A	(T)5980	555	(T)5980	555
B	1440	299	(T)8590	1420
C	(T)2600	425	1330	249
D	1110	121	(T)2680	547
E	(T)3320	360	1160	269
F	2170	124	(T)1940	342
G	(T)3140	217	1200	125
H	1680	115	(T)2950	182
I	(T)2760	322	1010	473
J	1240	193	(T)2800	421
K	(T)2920	916	1260	466
L	1320	187	(T)3180	632

\*T = Alimenté avec l'effluent de tremble

Les figures 4.1a et 4.1b illustrent les variations de  $\text{DBO}_5$  pour chaque période d'essais pour les deux réacteurs. Dans la figure 4.1a, pour les premiers 91 jours, soit la période A, les deux réacteurs ont été alimentés avec les mêmes effluents de tremble. Depuis la période B, le réacteur 5 a commencé à être alimenté par l'effluent d'épinette, et le réacteur 6 était encore alimenté par l'effluent de tremble. Dans la période C, les effluents sont inversés pour les deux réacteurs, soit le réacteur 5 a été alimenté par l'effluent d'épinette, et le réacteur 6 a été alimenté par l'effluent de tremble. Les réacteurs 5 et 6 ont été alimentés alternativement par les effluents de tremble et épinette dans les périodes suivantes. Dans les périodes A et B, les concentrations des effluents de tremble sont élevées, soit de 2700 mg/l à 10900 mg/l, et les concentrations moyennes sont de 5980

mg/l dans la période A et 8590 mg/l dans la période B. Même dans une seule période, les concentrations de la  $\text{DBO}_5$  sont différentes selon le temps d'arrivée pour une même sorte d'effluent. Par exemple, à la période A, bien que tous les effluents alimentés soient de l'effluent de tremble et collectés par l'usine; ils varient en fonction du temps. Donc, pour l'effluent de première arrivée, la concentration est à peu près de 3200 mg/l; pour la deuxième arrivée, la concentration de  $\text{DBO}_5$  est d'environ 7500 mg/l; et pour la troisième, elle est de 6000 mg/l. Ce phénomène existe dans chacune des périodes suivantes. Les effluents de différentes arrivées ne sont pas seulement différents pour la concentration de la  $\text{DBO}_5$ , il y a aussi d'autres paramètres physiques différents, telle la viscosité qui était variable.

Depuis la période C, les concentrations de  $\text{DBO}_5$  des effluents de tremble ont diminuées; les valeurs moyennes ont été entre 1940 mg/l et 3320 mg/l au cours de ces périodes. En général, les concentrations de  $\text{DBO}_5$  de tremble étaient plus élevées que celles d'épinette. On peut observer cette tendance aux figures 4.1a et 4.1b.

#### 4.3.2 DCO

Bien que la DCO des effluents des papetières ne soit pas réglementée, sa commodité, sa rapidité et sa précision permettent de la mesurer quotidiennement pour bien contrôler le procédé de traitement des effluents. Les concentrations moyennes de la DCO alimentée pour chacune des périodes dans les deux réacteurs sont montrées au tableau 4.6.

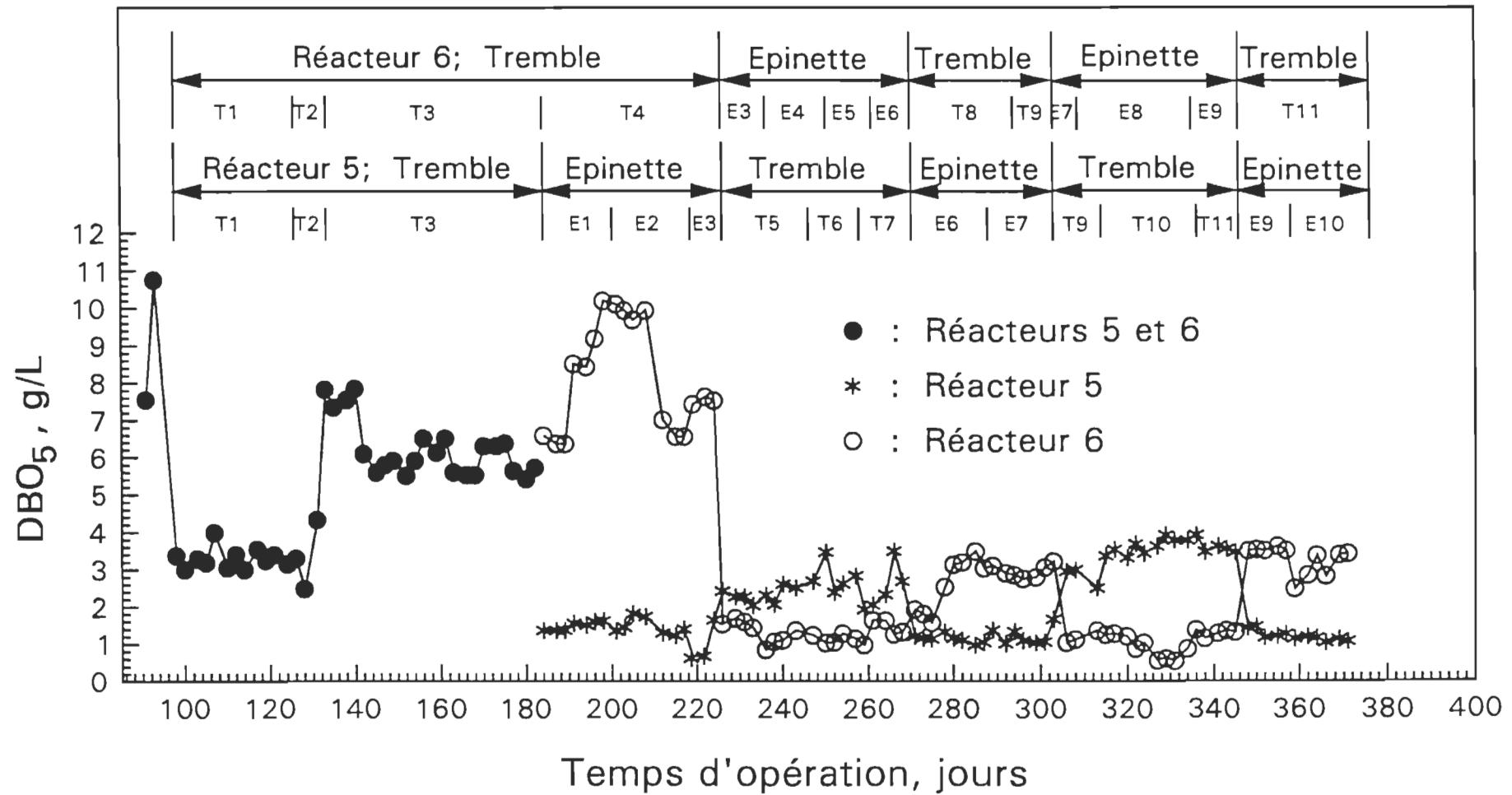


Fig. 4.1a Réacteurs 5 et 6 : DBO<sub>5</sub> à l'affluent en fonction du temps d'opération

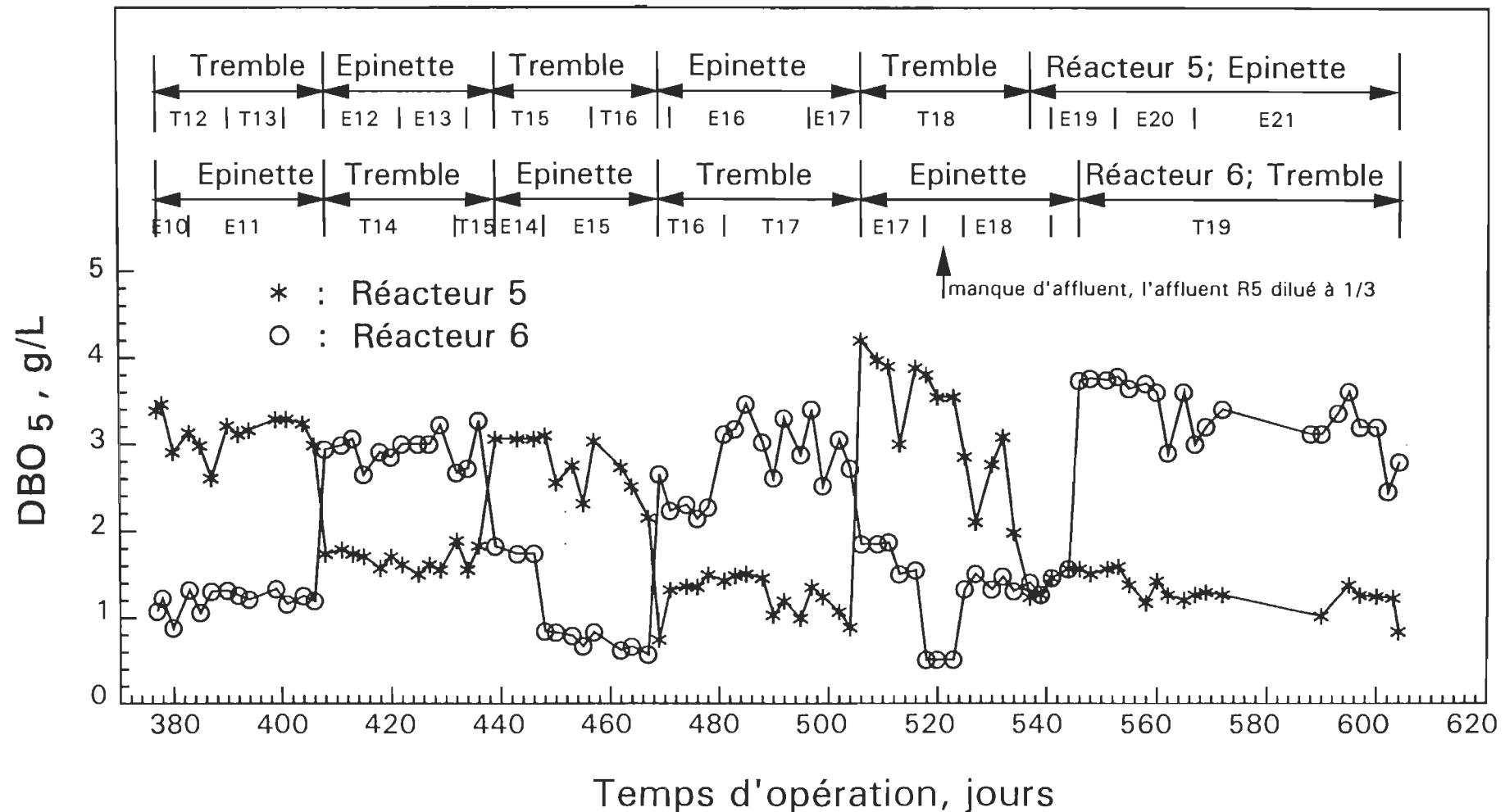


Fig. 4.1b Réacteurs 5 et 6 : DBO<sub>5</sub> à l'affluent en fonction du temps d'opération

**TABLEAU 4.6 Concentrations moyennes de DCO alimentée aux deux réacteurs**

Période	DCO dans réacteur 5 ( mg/l )		DCO dans réacteur 6 ( mg/l )	
	Moyenne	Écart-type	Moyenne	Écart-type
A	(*T)15200	968	(T)15200	968
B	3100	644	(T)17500	1170
C	(T)5500	873	3310	604
D	2690	300	(T)5870	1380
E	(T)6850	658	2840	662
F	4700	70	(T)4510	629
G	(T)7310	298	3160	137
H	4390	142	(T)6990	237
I	(T)6160	915	2660	998
J	3430	341	(T)7140	876
K	(T)5840	1760	2860	846
L	2730	276	(T)6180	1200

\*T = Alimenté avec l'effluent de tremble

Les figures 4.2a et 4.2b indiquent les variations de la DCO alimentée pour chacune des périodes d'essais. À la première période A, les deux réacteurs R5 et R6 sont alimentés par l'effluent de tremble, les concentrations de la DCO des effluents sont entre 4800 mg/l et 17800 mg/l, et la valeur moyenne de la DCO dans cette période est 15200 mg/l. Depuis la période B, l'alimentation du réacteur 5 est changée à l'effluent d'épinette et le réacteur 6 est encore alimenté avec l'effluent de tremble. D'après la figure 4.4a, on peut trouver que la concentration de la DCO de l'effluent de tremble est très élevée dans les premières deux périodes et la concentration de l'effluent d'épinette est beaucoup plus faible. À partir de la période C à la fin de l'essai, la concentration de la DCO des effluents

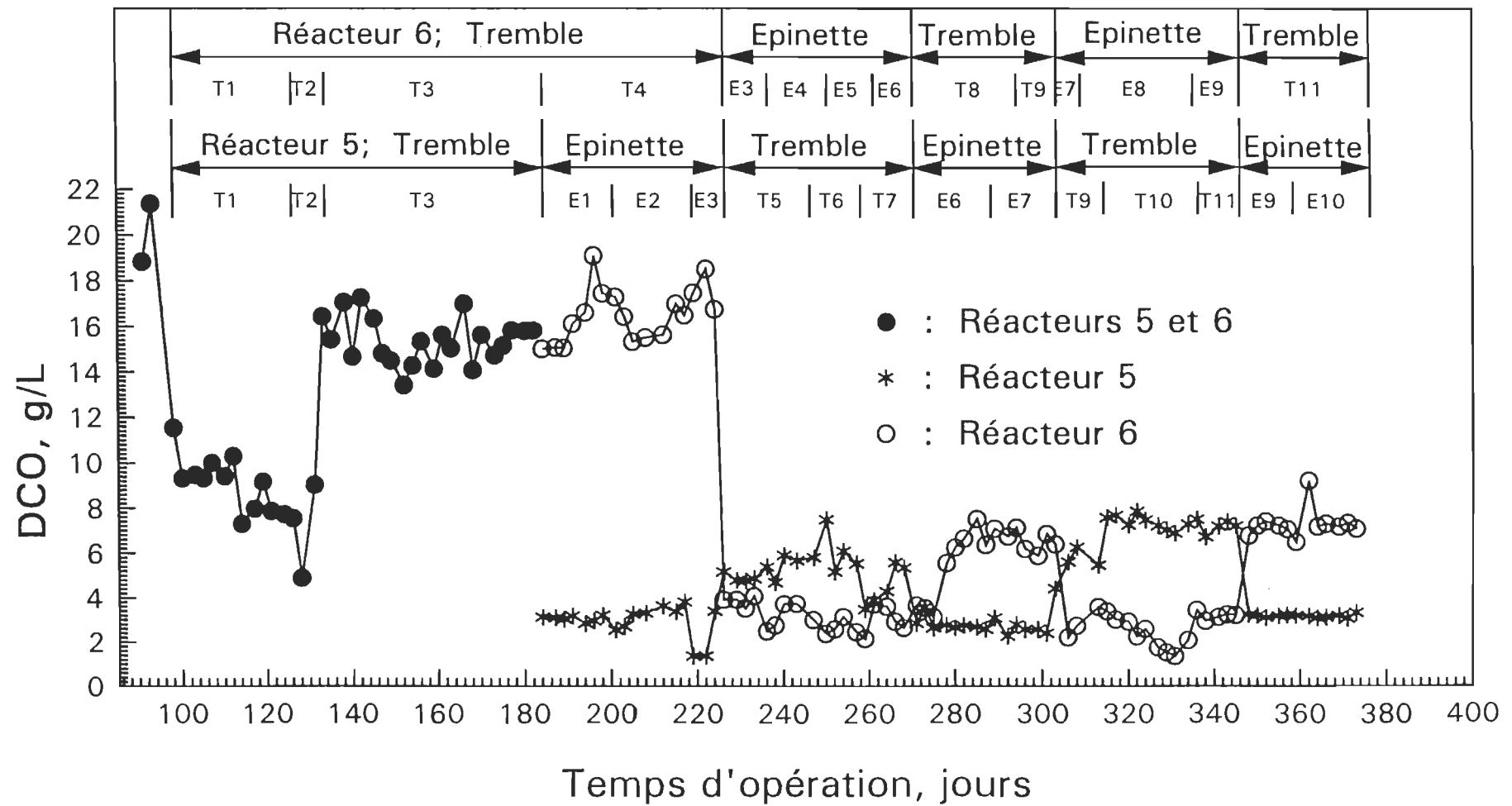


Fig. 4.2a Réacteurs 5 et 6 : DCO à l'affluent en fonction du temps d'opération <sup>95</sup>

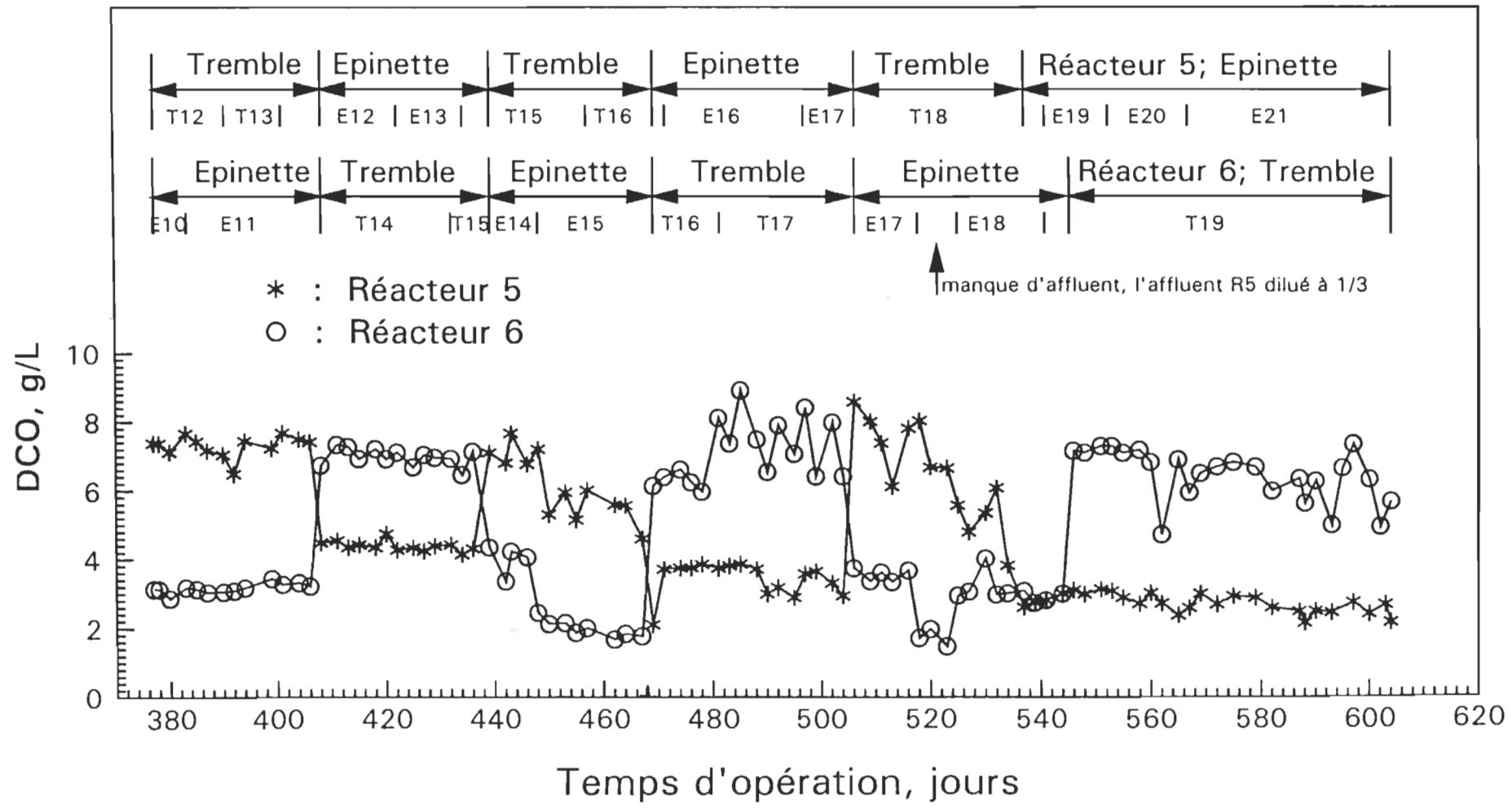


Fig. 4.2b Réacteurs 5 et 6 : DCO à l'affluent en fonction du temps d'opération

alimentés de tremble est beaucoup diminuée, mais elle est quand même plus élevée que celle d'épinette. Les concentrations moyennes de la DCO des effluents alimentés de tremble varient de 2800 mg/l à 17500 mg/l. En général, elles sont en moyenne de 7500 mg/l.

Les figures 4.3a et 4.3b montrent le rapport de DCO/DBO<sub>5</sub> lesquels varient entre 2 et 3,5. Ces rapports voisinent la valeur de 2,5. Grâce à ce rapport, on peut mesurer la DCO quotidiennement pour estimer la valeur de la DBO<sub>5</sub> pour contrôler le système de traitement des effluents.

#### 4.3.3 SSLM et SSVLM

Les solides en suspension totaux dans la liqueur mixte (SSLM) et ceux volatiles (SSVLM) sont les paramètres importants pour mesurer la qualité de la biomasse afin de bien contrôler le système de traitement.

Le tableau 4.7 présente les concentrations de SSLM (X<sub>a</sub>) et le rapport SSVLM/SSLM (X<sub>va</sub>/X<sub>a</sub>) pour chacune des périodes des deux réacteurs.

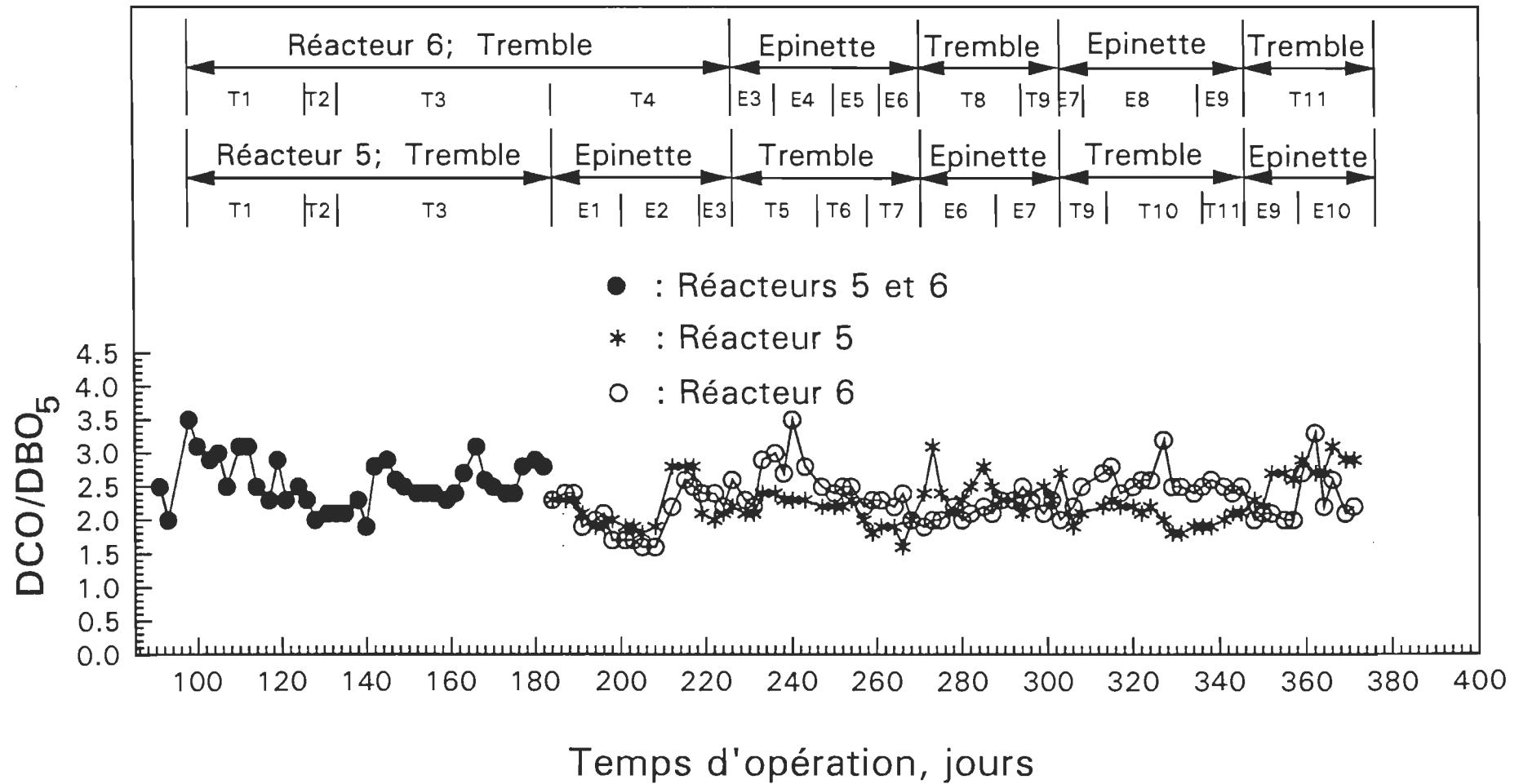


Fig. 4.3a Réacteurs 5 et 6 :  $DCO/DBO_5$  à l'affluent en fonction du temps d'opération §

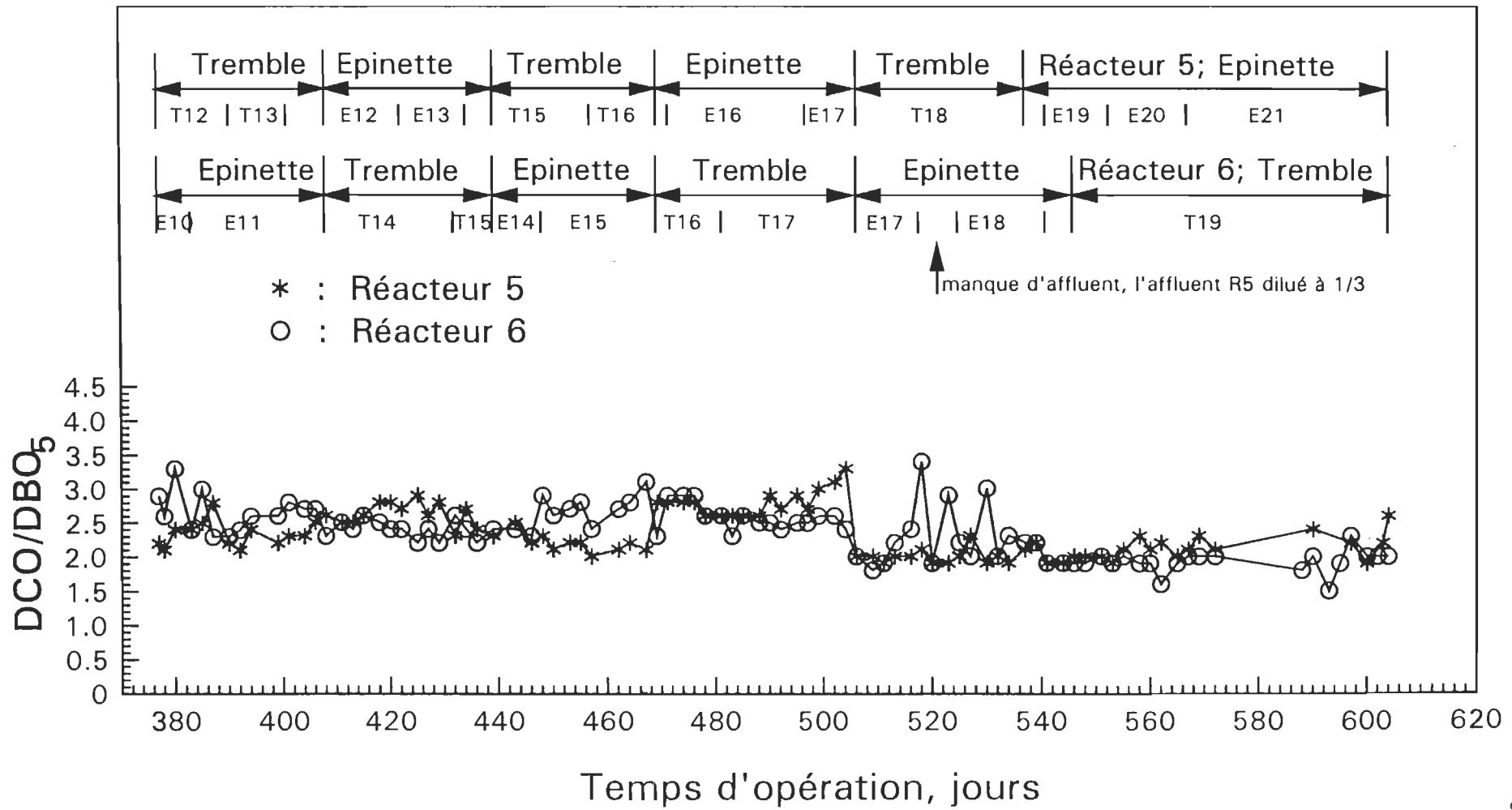


Fig. 4.3b Réacteurs 5 et 6 : DCO/DBO<sub>5</sub> à l'affluent en fonction du temps d'opération

**TABLEAU 4.7 Valeurs de Xa et Xva/Xa pour les deux réacteurs**

Période	Réacteur 5				Réacteur 6			
	Xa (mg/l)		Xva/Xa (%)		Xa (mg/l)		Xva/Xa (%)	
	Moy.	Écart-type	Moy.	Écart-type	Moy.	Écart-type	Moy.	Écart-type
A	8640	740	90,9	1,8	7720	613	92,4	1,4
B	4990	521	87,4	1,7	7310	969	90,1	1,2
C	6420	1110	89,3	1,3	4040	1250	88,8	0,7
D	5120	730	89,5	1,9	6550	1450	90,1	0,7
E	8830	1400	90,8	1,3	5610	848	89,1	0,8
F	6800	985	84,0	0,8	9160	1828	87,3	0,5
G	8270	1610	90,9	1,1	7850	1726	92,4	0,7
H	7570	993	87,4	3,7	9470	1600	90,1	0,6
I	9920	1570	89,3	1,2	7860	1390	88,8	0,9
J	4590	1320	89,5	2,8	10500	1210	90,1	1,5
K	7600	750	90,8	0,7	4320	900	89,1	1,7
L	3920	753	84,0	2,7	7480	1500	87,3	1,7

Les figures 4.4a et 4.4b montrent les concentrations de SSLM (Xa) et le rapport SSVLM/SSLM (Xva/Xa) dans les réacteurs 5 et 6 pour chacune des périodes des essais. D'après ces deux figures, on peut trouver que dans le même réacteur, la concentration de SSLM avec l'effluent alimenté de tremble est toujours plus élevée que celle de l'effluent d'épinette, car la concentration de la  $\text{DBO}_5$  pour l'effluent de tremble est plus élevée. Lorsqu'il y a plus de substrat ( $\text{DBO}_5$ ) consommé, plus de microorganismes sont produits. De la même manière, la concentration de SSLM est plus élevée. Le rapport de Xva/Xa indique le rapport de matières organiques, surtout des microorganismes, dans la biomasse. Ces rapports sont stables pour les deux réacteurs et pour chacune des périodes d'essais, soit autour d'une valeur de 90%.

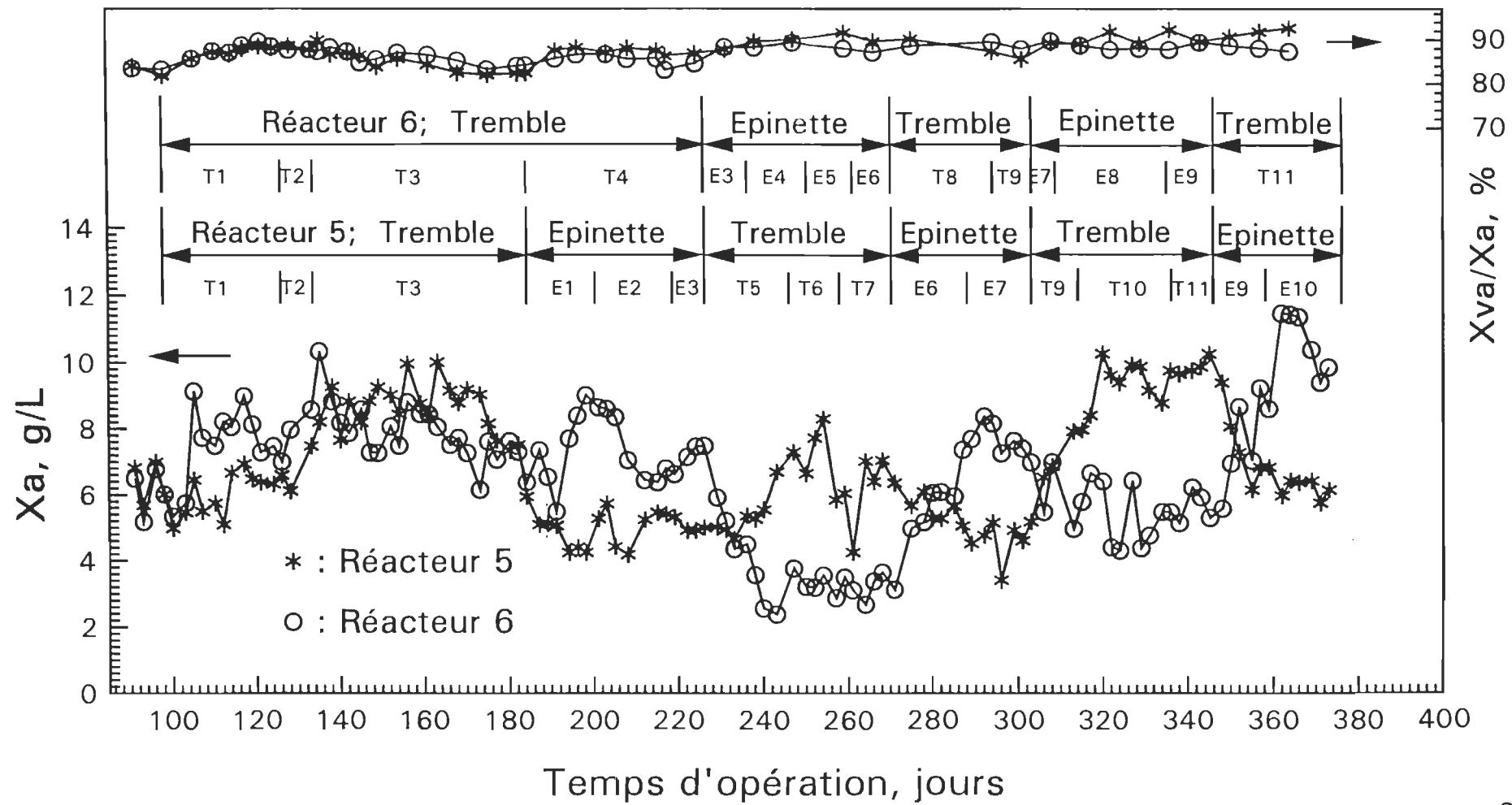


Fig. 4.4a Réacteurs 5 et 6 :  $X_a$  dans les réacteurs et  $X_{va}/X_a$  en fonction du temps d'opération

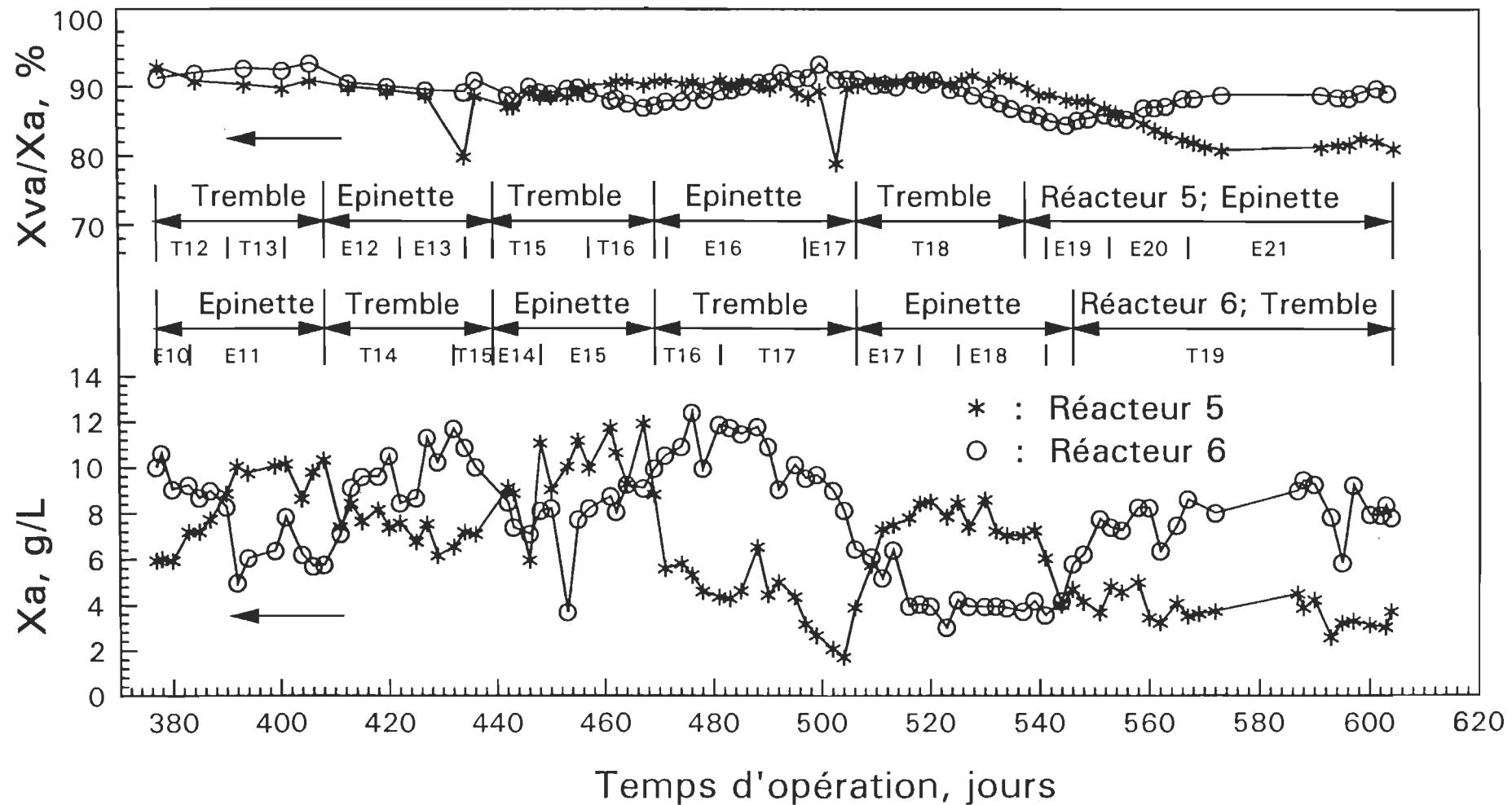


Fig. 4.4b Réacteurs 5 et 6 :  $X_a$  dans les réacteurs et  $X_{va}/X_a$  en fonction du temps d'opération

#### 4.3.4 Rapport F/M, IVB

Le rapport du taux d'alimentation de  $\text{DBO}_5$  sur la quantité de microorganismes dans le réacteur (F/M) est obtenu en divisant la charge alimentée au système à chaque jour par la masse de microorganismes disponibles dans le réacteur. C'est un paramètre très important pour indiquer si la biomasse est bien alimentée et pour déterminer l'aptitude des microorganismes à floculer et à décanter [57]. Le rapport F/M est calculé selon l'équation suivante:

$$\frac{F}{M} = \frac{QS_0}{VX_a}$$

Dans cette équation, Q est le flux alimenté vers le système chaque jour (l/jour);  $S_0$  est la concentration d'alimentation de la  $\text{DBO}_5$  de l'effluent alimenté (g/l); Q multiplie  $S_0$  est égal à la masse d'alimentation de  $\text{DBO}_5$  à chaque jour. La masse des microorganismes dans le système est le produit du volume V du réacteur d'aération (l) multiplié par la concentration de SSLM, ( $X_a$ ) (g/l).

Parmi les facteurs dans l'équation du rapport F/M, le flux alimenté, Q, la concentration d'alimentation,  $S_0$  et le volume du système, V, ne peuvent pas être contrôlés. Dans ces essais, le flux est fixé pour conserver un TRH constant, la  $\text{DBO}_5$  garde la même concentration, et le volume de réacteur est toujours le même durant tout le cours des essais. La seule façon d'ajuster le rapport F/M est de contrôler la concentration de la liqueur mixte. En d'autres mots, la partie de "F" dans le rapport F/M n'est pas contrôlable en général. Mais la partie de "M" peut être contrôlée en changeant la concentration de la liqueur mixte.

Lorsque le rapport F/M est trop élevé, les microorganismes se reproduisent davantage et la biomasse augmente rapidement. Dans ce cas là, des bactéries produisent des polymères extra cellulaires qui recouvrent l'extérieur des cellules, et affectent la grosseur de la biomasse. Par contre, quand le rapport F/M est trop faible, la communauté de microorganismes est mise dans une compétition sévère pour l'alimentation. À ce moment là, les microorganismes qui peuvent former des flocs sont remplacés par un excès

d'organismes filamenteux; les boues ne peuvent pas alors bien se déposer. Ainsi, les propriétés de déposition de la biomasse sont en relation étroite avec le rapport F/M, et il y a un domaine des valeurs de F/M pour lequel le système produit de la biomasse qui dépose bien [10, 57, 58].

Le rapport F/M est donc un paramètre qui peut contrôler le caractère de sédimentation de la biomasse, et l'indice de volume des boues (IVB) est un paramètre qui évalue le caractère de sédimentation de la biomasse. Si l'IVB est inférieur à 150 ml/g, la biomasse peut être considérée comme possédant un bon caractère de sédimentation.

Le tableau 4.8 montre les rapports moyens de F/M et l'indice de volume des boues (IVB) pour chacune des périodes d'essais dans les deux réacteurs.

**TABLEAU 4.8 Valeurs de F/M et IVB dans les deux réacteurs**

Période	Réacteur 5				Réacteur 6			
	F/M ( $j^{-1}$ )		IVB (ml/g)		F/M ( $j^{-1}$ )		IVB (ml/g)	
	Moy.	Écart-type	Moy.	Écart-type	Moy.	Écart-type	Moy.	Écart-type
A	0,35	0,05	112	7	0,39	0,04	98	30
B	0,13	0,04	133	38	0,56	0,08	113	27
C	0,22	0,04	166	24	0,19	0,06	160	40
D	0,10	0,02	189	31	0,20	0,05	154	36
E	0,19	0,02	114	23	0,10	0,02	169	24
F	0,15	0,01	144	22	0,17	0,06	112	26
G	0,20	0,05	123	26	0,08	0,02	121	20
H	0,11	0,01	130	14	0,16	0,04	104	19
I	0,14	0,04	99	15	0,06	0,03	126	40
J	0,15	0,05	85	30	0,14	0,03	89	10
K	0,19	0,07	54	9	0,14	0,05	100	30
L	0,17	0,03	61	9	0,22	0,04	118	31

D'après le tableau 4.8, on observe que dans la première période, le rapport F/M est élevé pour les deux réacteurs; à la deuxième période, F/M est le plus élevé pour le réacteur 6, puisqu'il a été alimenté avec l'effluent de tremble durant ces deux périodes. Selon l'équation de F/M, quand la concentration de l'alimentation est élevée, F/M devient élevé. Si l'on veut diminuer F/M, il faut augmenter la concentration de SSLM. Mais de toute façon, au cours de ces périodes, l'IVB des systèmes était inférieur à 150 ml/g, c'est-à-dire que la biomasse possédait un bon caractère de sédimentation, et le taux de F/M se situait dans un domaine raisonnable. Au cours des périodes suivantes, surtout pour le traitement de l'effluent d'épinette, quelque fois le rapport F/M est devenu faible, et l'IVB de la biomasse a augmenté au delà de 150 ml/g. Dans ce cas là, si on diminue la concentration de SSLM, la valeur de F/M serait augmentée et la valeur de l'IVB diminuera; on améliore ainsi la propriété de la biomasse. Mais durant ces périodes d'essais, les concentrations de microorganismes ne sont pas très élevées dans le réacteur qui est alimenté avec l'effluent d'épinette. Donc, pour s'assurer d'avoir assez de bactéries dans le système pour décomposer les matières organiques alimentées, il faut garder une valeur de SSLM assez élevée. Dans ce cas là, la capacité d'enlèvement de la charge polluante est plus importante que la propriété de la biomasse, surtout si le problème de sédimentation de la biomasse n'est pas si sérieux.

Selon les figures 4.5a et 4.5b, tel que mentionné ci-dessus, les rapports F/M sont plus élevés dans les périodes A et B; mais, dans les périodes suivantes, F/M était très stable. Ceci signifie que le système expérimental fut très bien contrôlé. De toute façon, le rapport F/M pour le réacteur alimenté avec l'effluent de tremble est toujours un peu plus élevé que celui avec l'effluent de l'épinette.

#### 4.3.5 Oxygène dissous

Les figures 4.5a et 4.5b présentent aussi la concentration de l'oxygène dissous pour chacune des périodes des réacteurs 5 et 6. À la période A, les valeurs d'oxygène dissous (OD) sont plus faibles et près de zéro pour les deux réacteurs. À la période B, on observe

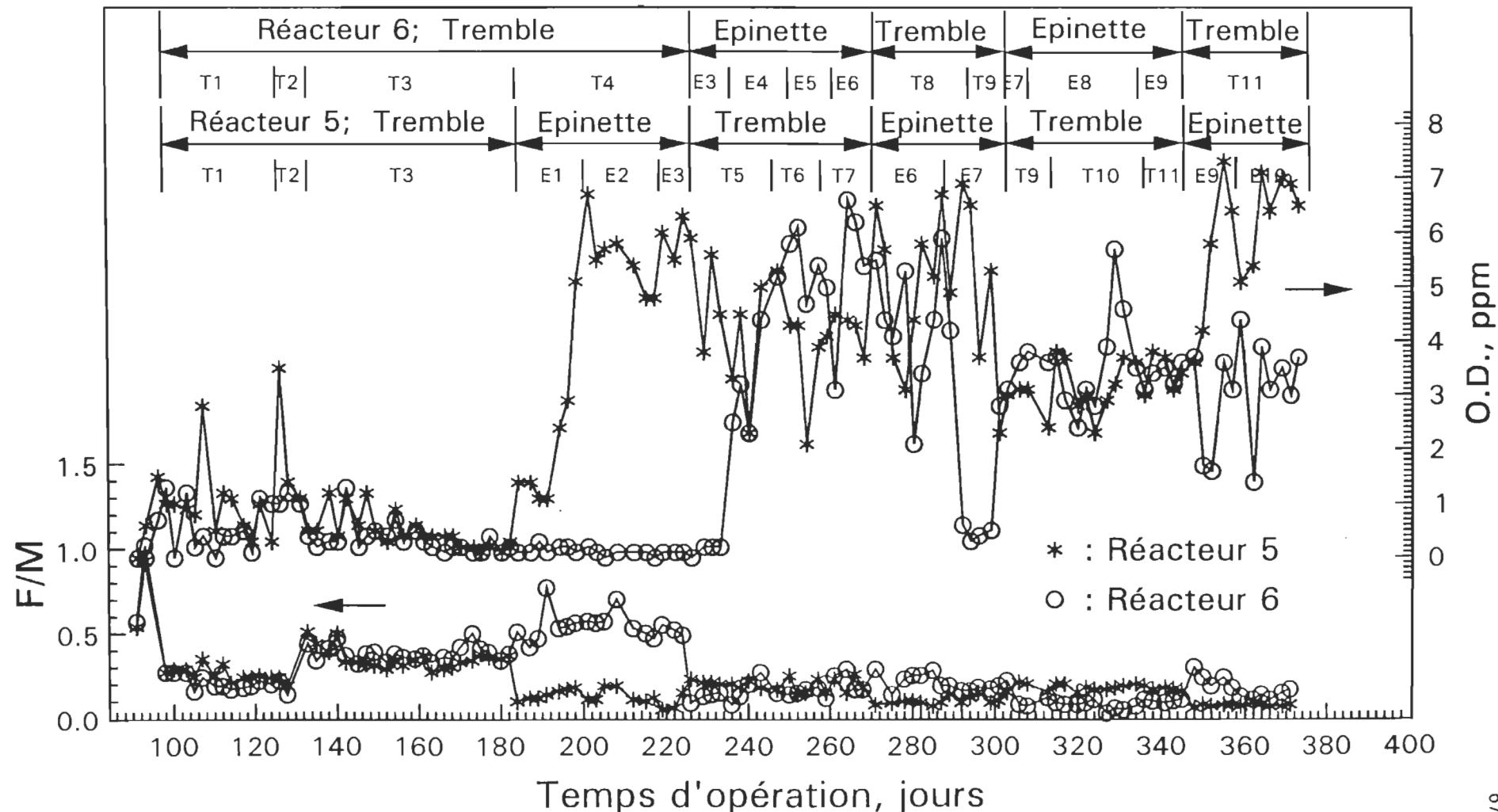


Fig. 4.5a Réacteurs 5 et 6 : F/M et oxygène dissous dans les réacteurs en fonction du temps d'opération

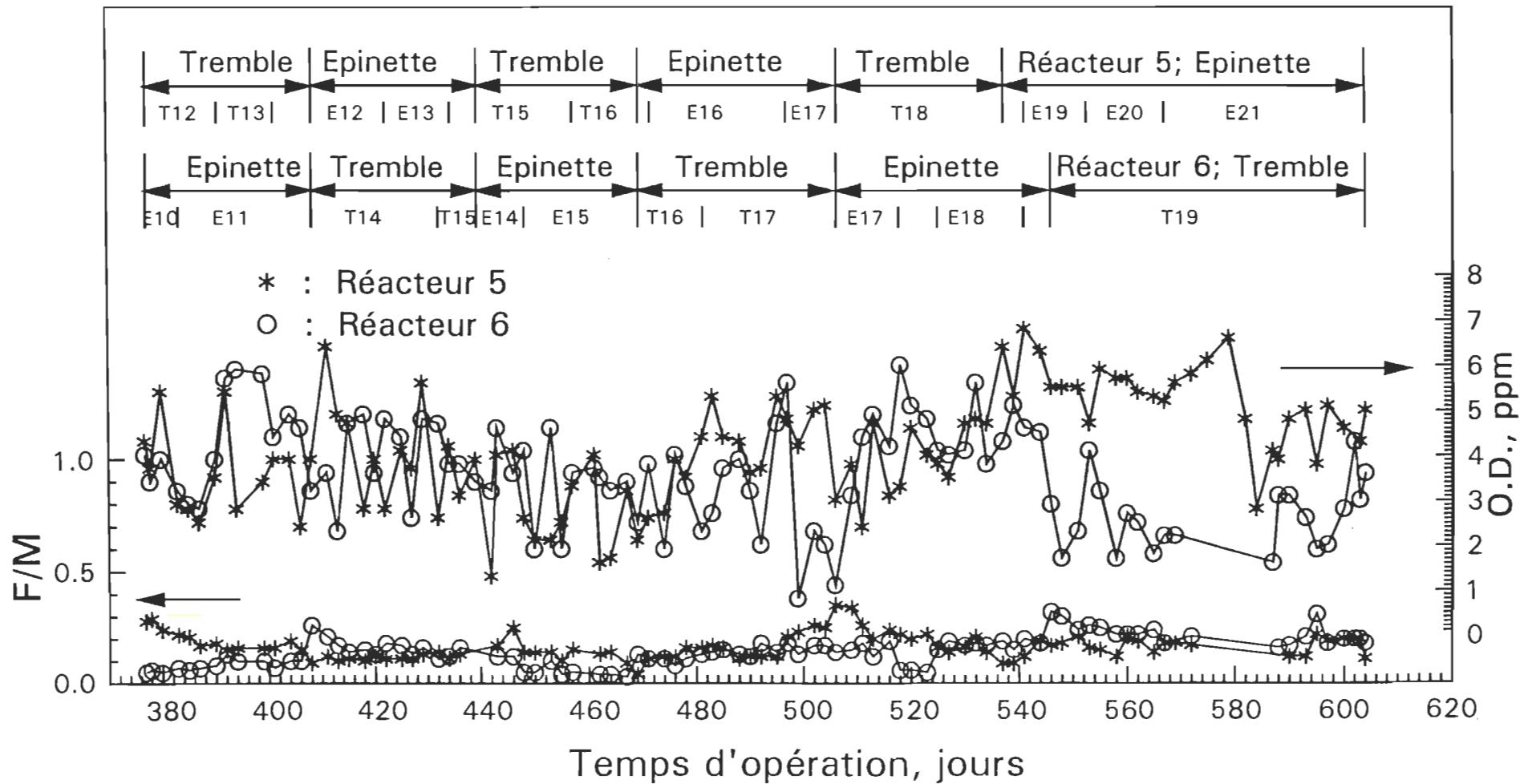


Fig. 4.5b Réacteurs 5 et 6 :  $F/M$  et oxygène dissous dans les réacteurs en fonction du temps d'opération

le même phénomène pour le réacteur 6 qui a continué à être alimenté avec l'effluent de tremble. Durant ces périodes, l'effluent de tremble était très concentré et le besoin de consommer plus d'oxygène dissous était grand afin d'oxyder les matières organiques. En même temps, cet effluent était très visqueux, et présentait plus de résistance au transfert de l'oxygène à l'intérieur de la liqueur. Dans ce cas là, même si l'on élève le flux de l'air pour augmenter le taux d'oxygène, la valeur de l'OD reste encore à un niveau très faible. La combinaison de ces deux facteurs a crée un manque d'oxygène dans les réacteurs. À la période B, les valeurs de l'OD sont plus élevées donc le réacteur 5 qui est alimenté avec l'effluent d'épinette. En général, quand la concentration de l'oxygène dissous se situe entre 2 et 4 mg/L, les microorganismes peuvent bien développer leurs propriétés physiologiques. Donc, il semble que le réacteur n'ait pas besoin d'autant d'OD. Mais dans notre système, il y a deux fonctions pour l'air, soit d'offrir l'oxygène dissous pour maintenir les activités physiologiques des microorganismes et, d'agiter la liqueur mixte dans le réacteur. Dans un réacteur qui est alimenté avec l'effluent d'épinette, grâce à la concentration de  $DBO_5$  qui est plus faible, l'oxygène dissous dont il a besoin est inférieur à celui du tremble. Mais pour bien agiter la liqueur mixte du système, il faut maintenir un certain niveau du flux d'air.

Dans les périodes suivantes, les concentration d'OD sont normalement contrôlées autour de 2 à 4 mg/L, mais tel que mentionné ci-dessus, on ne peut éviter que des situations d'OD soit très élevé ou très faible. En bref, les valeurs de l'OD furent stables et les systèmes peuvent être considérés avoir été bien contrôlés. Selon les figures 4.5a et 4.5b, on peut voir que les valeurs de l'OD dans le réacteur alimenté avec l'effluent d'épinette sont plus élevées que celles de l'effluent de tremble pour chacune des périodes.

#### 4.3.6 Concentration SSLM, IVB et MES

Les figures 4.6a et 4.6b présentent la concentration de SSLM (Xa), l'indice du volume des boues (IVB), le volume de la biomasse à la trentième minute (Vol-30) et la concentration de matières en suspension dans l'effluent final (MES) à chacune des périodes pour le réacteur 5. Les figures 4.7a et 4.7b indiquent ces paramètres dans le cas

du réacteur 6. La question de la concentration de la SSLM (Xa) fut discutée aux figures 4.4a et 4.4b. Les figures 4.6a et 4.6b présentent les relations entre l'IVB, le Vol-30 et Xa. Évidement, selon ces figures, lorsque le changement de l'effluent alimenté est de l'épinette vers le tremble, Xa dans les réacteurs est augmentée, le Vol-30 augmente aussi; Quand le changement de l'effluent alimenté est du tremble vers l'épinette, Xa est diminuée; en conséquence, le Vol-30 est diminué. Donc, le résultat combiné du rapport de ces deux paramètres, soit l'IVB ne change pas beaucoup. Il reste toujours stable autour d'un niveau raisonnable. Mais normalement, l'IVB dans le système de traitement avec l'effluent d'épinette est un peu plus élevé que celui avec l'effluent de tremble.

Si le système est alimenté continuellement avec l'effluent de tremble, la concentration de matières en suspension (MES) dans l'effluent traité devient très élevée, comme par exemple, pour la période A dans le réacteur 5 (figure 4.6a) et pour les périodes A et B pour le réacteur 6 (figure 4.7a). Lorsqu'on change l'alimentation de l'effluent de tremble à l'épinette, la concentration de MES dans l'effluent final est diminuée jusqu'à un niveau très faible. Aux périodes suivantes, elle reste toujours très faible. Cependant, en général, la concentration de MES dans l'effluent final de tremble est supérieure à celle d'épinette.

#### 4.3.7 pH et température

Les mesures du pH et de la température de la liqueur dans les réacteurs sont effectuées pour s'assurer que les activités physiologiques des microorganismes soient sous des conditions stables. Ces deux mesures peuvent être réalisées facilement et elles furent réalisées quotidiennement.

Les figures 4.8a et 4.8b présentent les variations du pH et de la température pour chacune des périodes pour les deux réacteurs. Au début des essais, la température dans les deux réacteurs était la température ambiante. À partir du cent quarantième jour d'opération, la température fut augmentée à 30°C. Le pH fut toujours maintenu à 7, car les microorganismes aérobies sont plus dynamiques dans un milieu neutre avec une

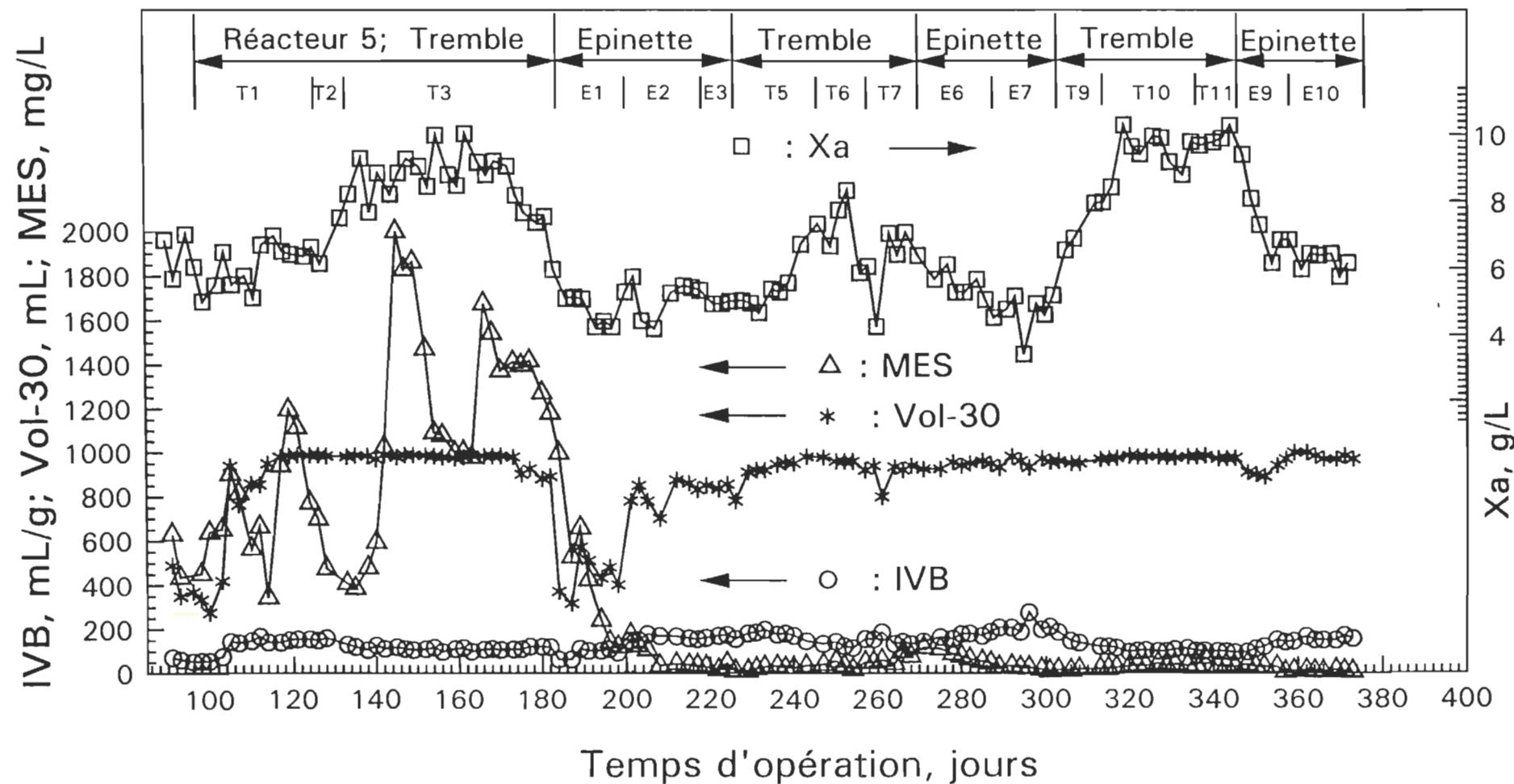


Fig. 4.6a Réacteur 5 : Xa, IVB, Vol-30 et MES dans l'effluent en fonction du temps d'opération

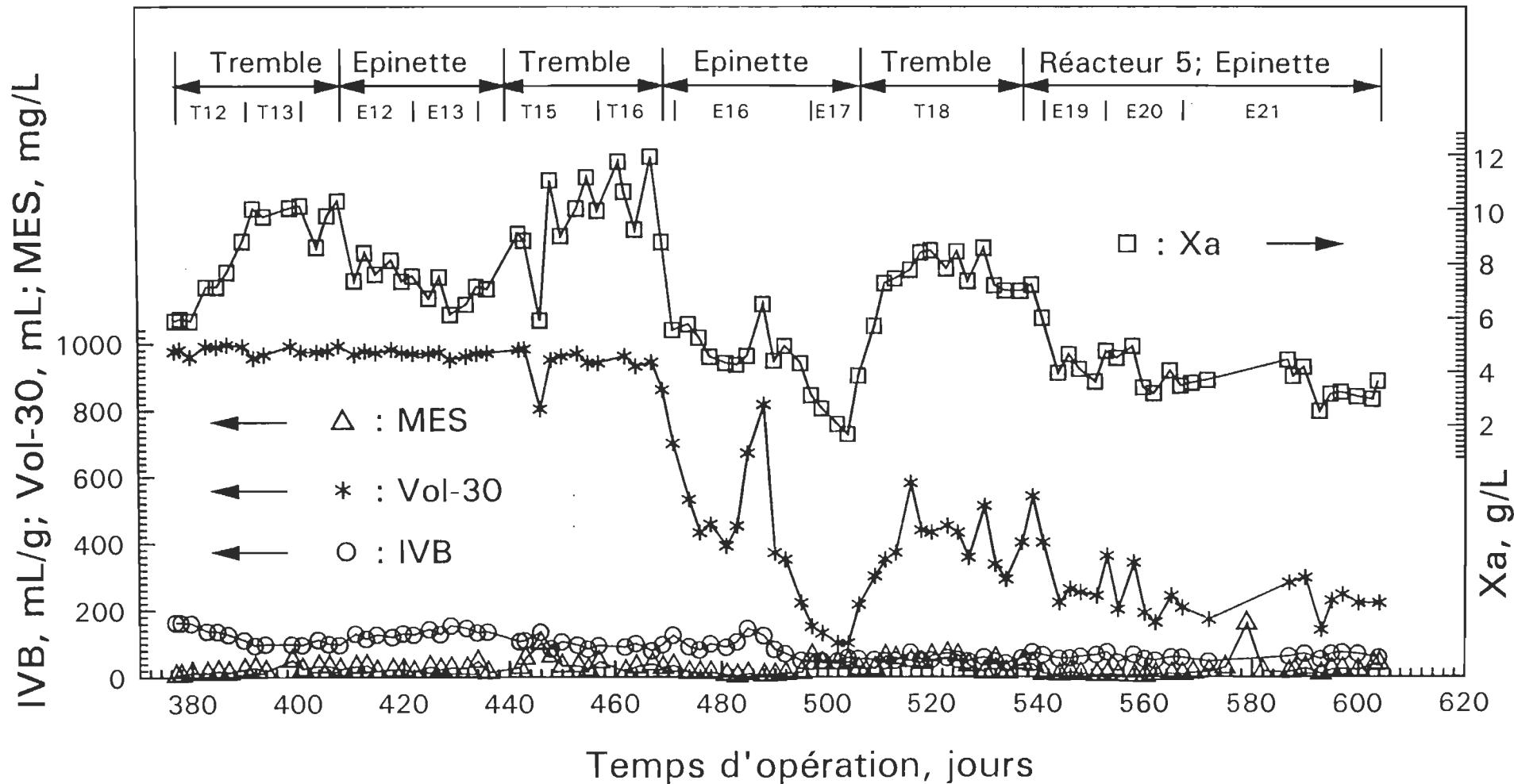


Fig. 4.6b Réacteur 5 : Xa, IVB, Vol-30 et MES dans l'effluent en fonction du temps d'opération

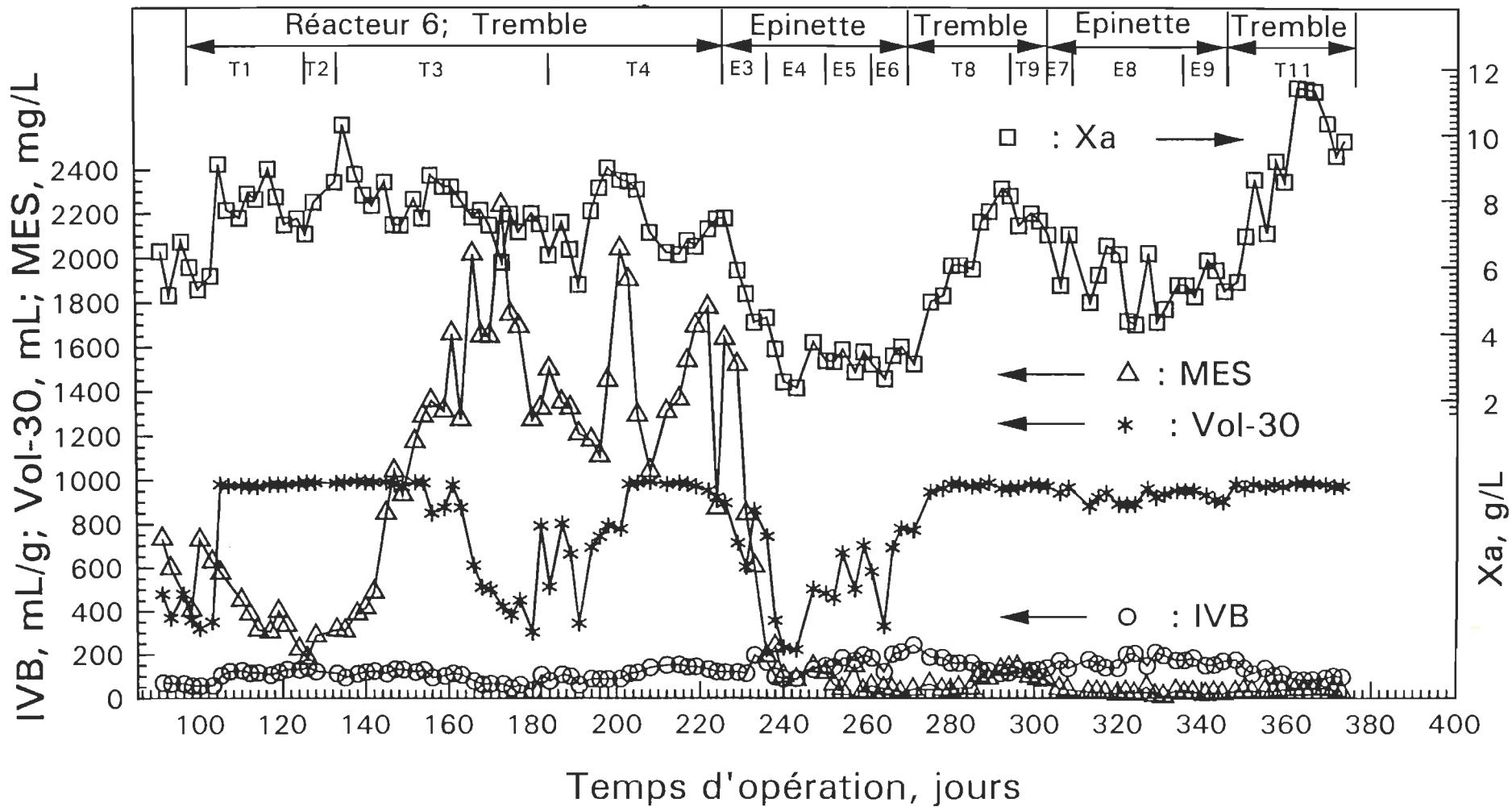


Fig. 4.7a Réacteur 6 : Xa, IVB, Vol-30 et MES dans l'effluent en fonction du temps d'opération

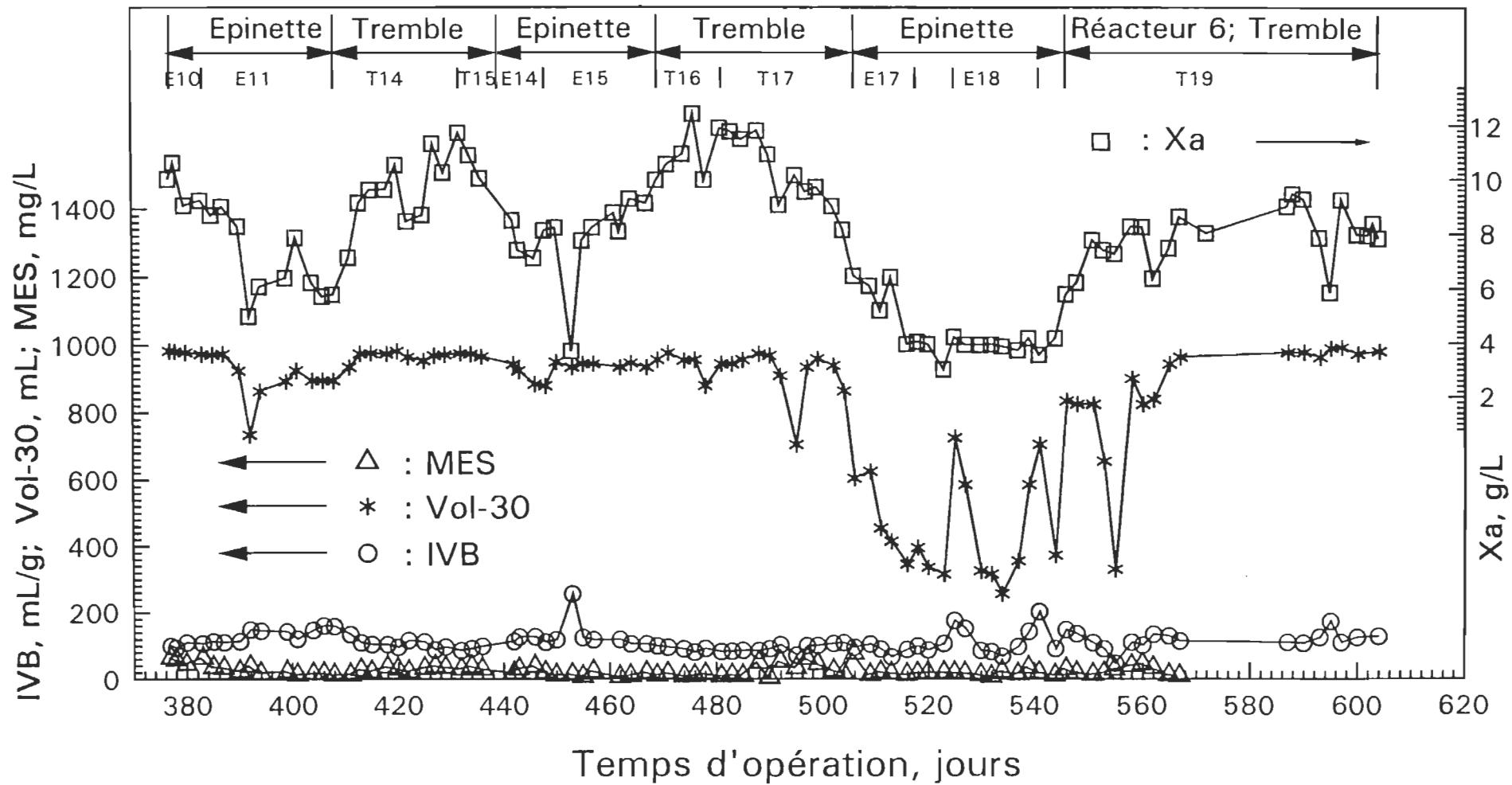


Fig. 4.7b Réacteur 6 :  $X_a$ , IVB, Vol-30 et MES dans l'effluent en fonction du temps d'opération

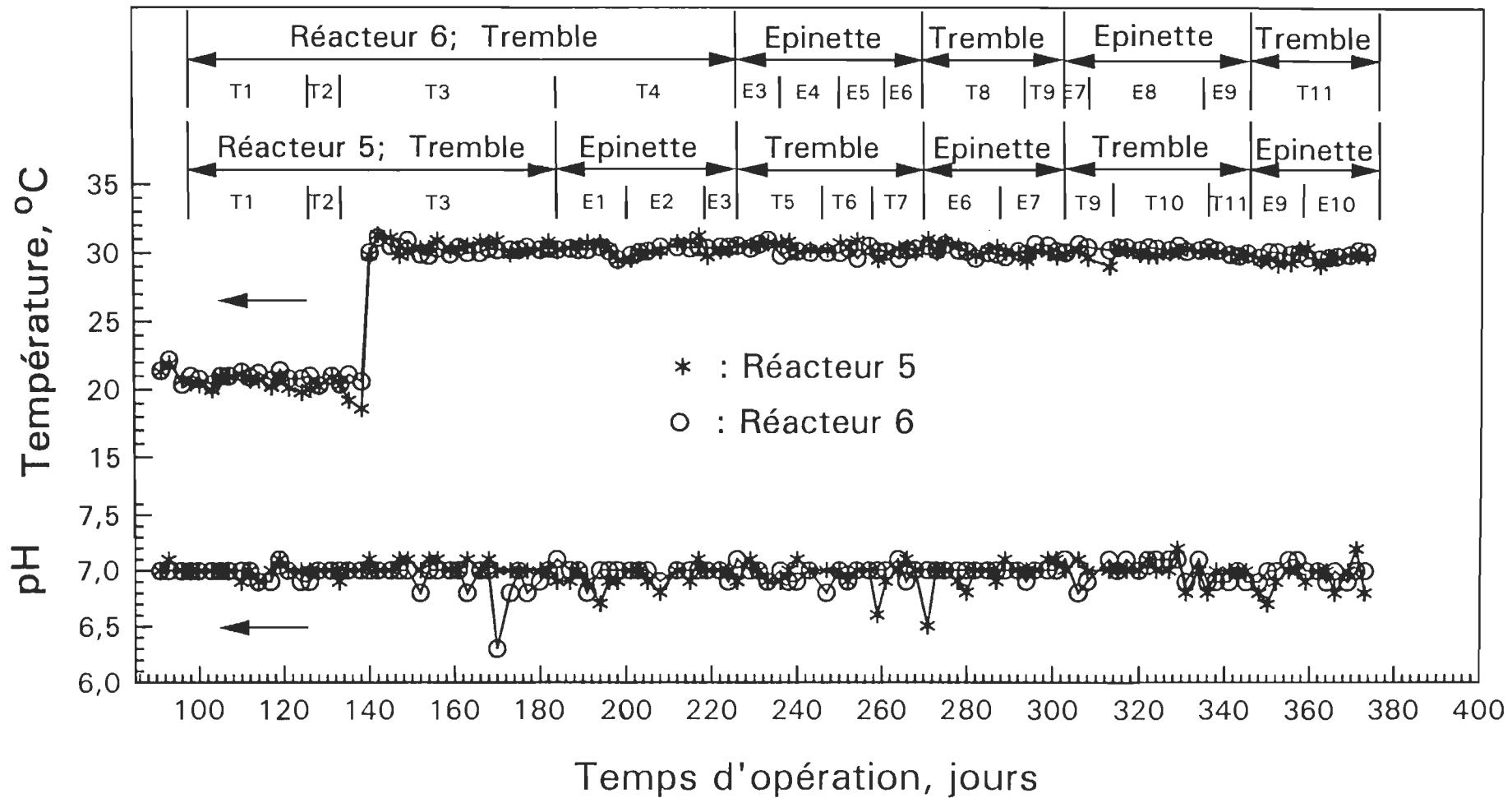


Fig. 4.8a Réacteurs 5 et 6 : pH et température dans les réacteurs en fonction du temps d'opération

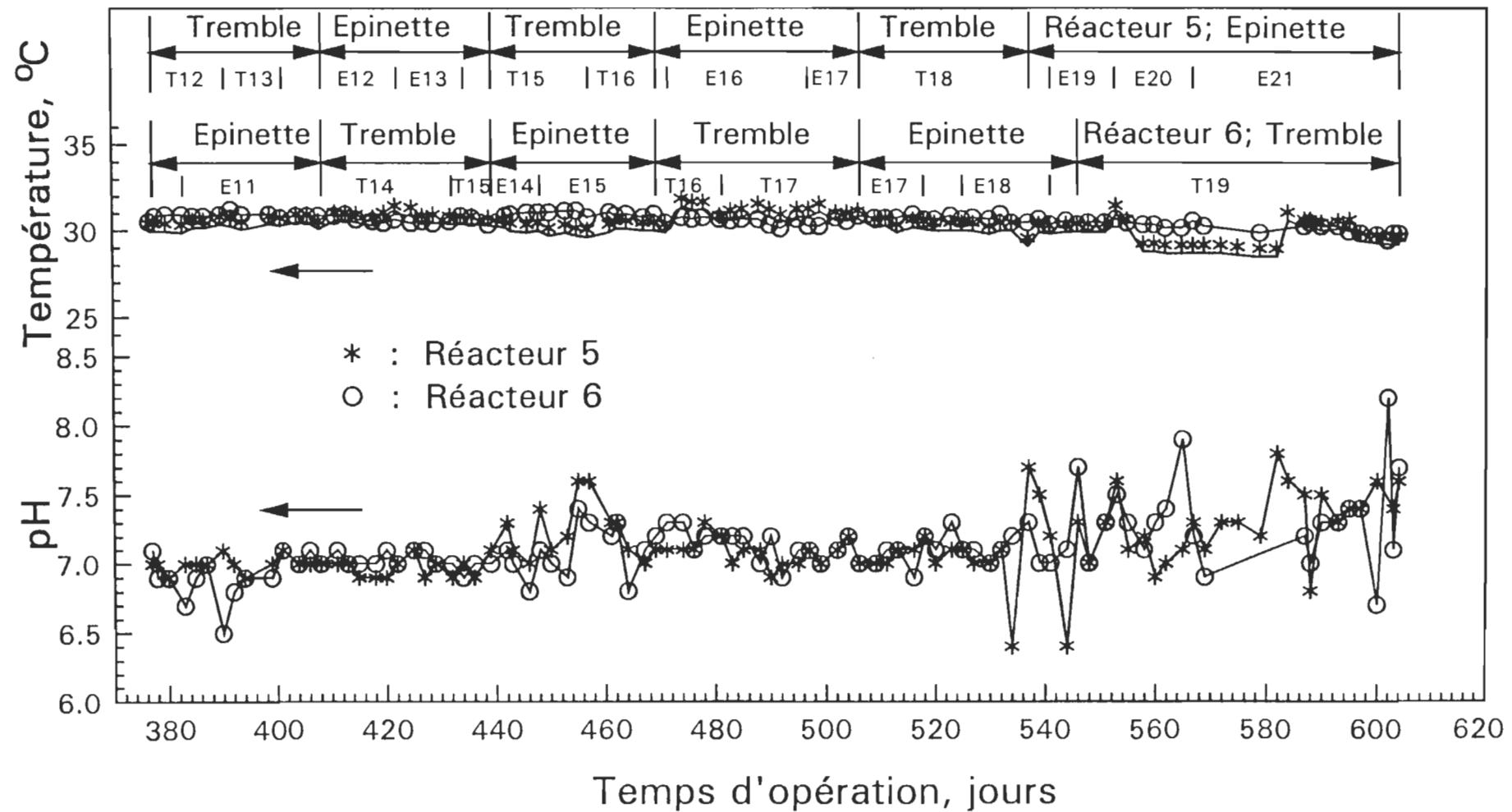


Fig. 4.8b Réacteurs 5 et 6 : pH et température dans les réacteurs en fonction du temps d'opération

température variant entre 25°C et 35°C. Ces conditions furent maintenues pour les deux systèmes de traitement. Selon ces deux figures, les systèmes furent toujours très bien contrôlés. Les températures étaient toujours presque de 30°C, et les valeurs de pH variaient entre 6,5 et 8,0, pour une moyenne autour de 7.

#### 4.4 LES RÉSULTATS D'EFFICACITÉ D'ENLÈVEMENT

##### 4.4.1 L'efficacité d'enlèvement de la DBO<sub>5</sub>

Le tableau 4.9 montre les résultats moyens de l'efficacité d'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> pour les réacteurs 5 et 6 à chacune des périodes.

**Tableau 4.9 Efficacités moyennes d'enlèvement de la DBO<sub>5</sub> pour les deux réacteurs**

Période	Enlèvement de la DBO <sub>5</sub> (%)			
	Réacteur 5		Réacteur 6	
	Moyenne	Écart-type	Moyenne	Écart-type
A	88,8	2,8	50,5	9,9
B	85,4	24,2	49,3	4,6
C	98,2	2,0	43,2	76,4
D	96,6	2,6	90,6	6,2
E	96,9	0,2	99,4	3,0
F	92,5	0,2	98,3	0,8
G	99,3	0,4	98,5	0,6
H	98,7	1,0	99,3	0,7
I	97,7	1,6	98,7	0,5
J	98,2	1,7	99,3	0,7
K	97,9	1,1	98,8	1,0
L	99,2	0,2	99,3	0,4

D'après le tableau 4.9, les efficacités d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  furent toujours très élevées, sauf pour les trois premières périodes dans le réacteur 6. La raison fut déjà mentionnée et expliquée. Les opérations étaient instables à cause du manque d'aération dans le système, les activités physiologiques des microorganismes étaient réduites. Donc, les efficacités d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  étaient diminuées durant ces périodes. Par la suite, les systèmes furent bien aérés dans les périodes suivantes, les efficacités d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  ont augmenté à près de 100%. Pour la plupart des essais, les résultats de traitement furent excellents.

Les figures 4.9a et 4.9b présentent les efficacités d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  pour chacune des périodes et pour les réacteurs 5 et 6. À la période A dans le réacteur 5, il y a un point de diminution de l'efficacité d'enlèvement parce que la concentration d'alimentation fut changée d'un niveau très élevé à un niveau plus faible. À ce moment là, la concentration de la  $\text{DBO}_5$  de la liqueur mixte dans le réacteur est demeurée élevée, et la concentration correspondante de l'effluent traité le fut également. Elle est même supérieure à celle de l'alimentation; cependant, la concentration de l'alimentation est devenu très faible. L'efficacité d'enlèvement est une valeur calculée par la différence de la concentration de l'alimentation et la concentration de l'effluent final divisée par la concentration de l'alimentation [ $\% \text{ enlèvement} = (\text{DBO}_5 \text{ alimentée} - \text{DBO}_5 \text{ finale}) / \text{DBO}_5 \text{ alimentée}$ ]. Dans ce cas là, la différence de la  $\text{DBO}_5$  alimentée et la  $\text{DBO}_5$  finale est probablement très faible, même négative. Donc, l'efficacité est inférieure à zéro. Avec le temps, la liqueur dans le réacteur fut changée et le système a atteint une efficacité plus élevée. Par contre, quand le changement est d'un niveau plus faible vers un niveau plus élevé de  $\text{DBO}_5$ , il y a pas ce problème. Pour la même raison, quand le changement d'alimentation est du tremble vers l'épinette, l'efficacité d'enlèvement du traitement diminue soudainement, elle recouvre une efficacité élevée 8 à 15 jours après le changement de l'alimentation.

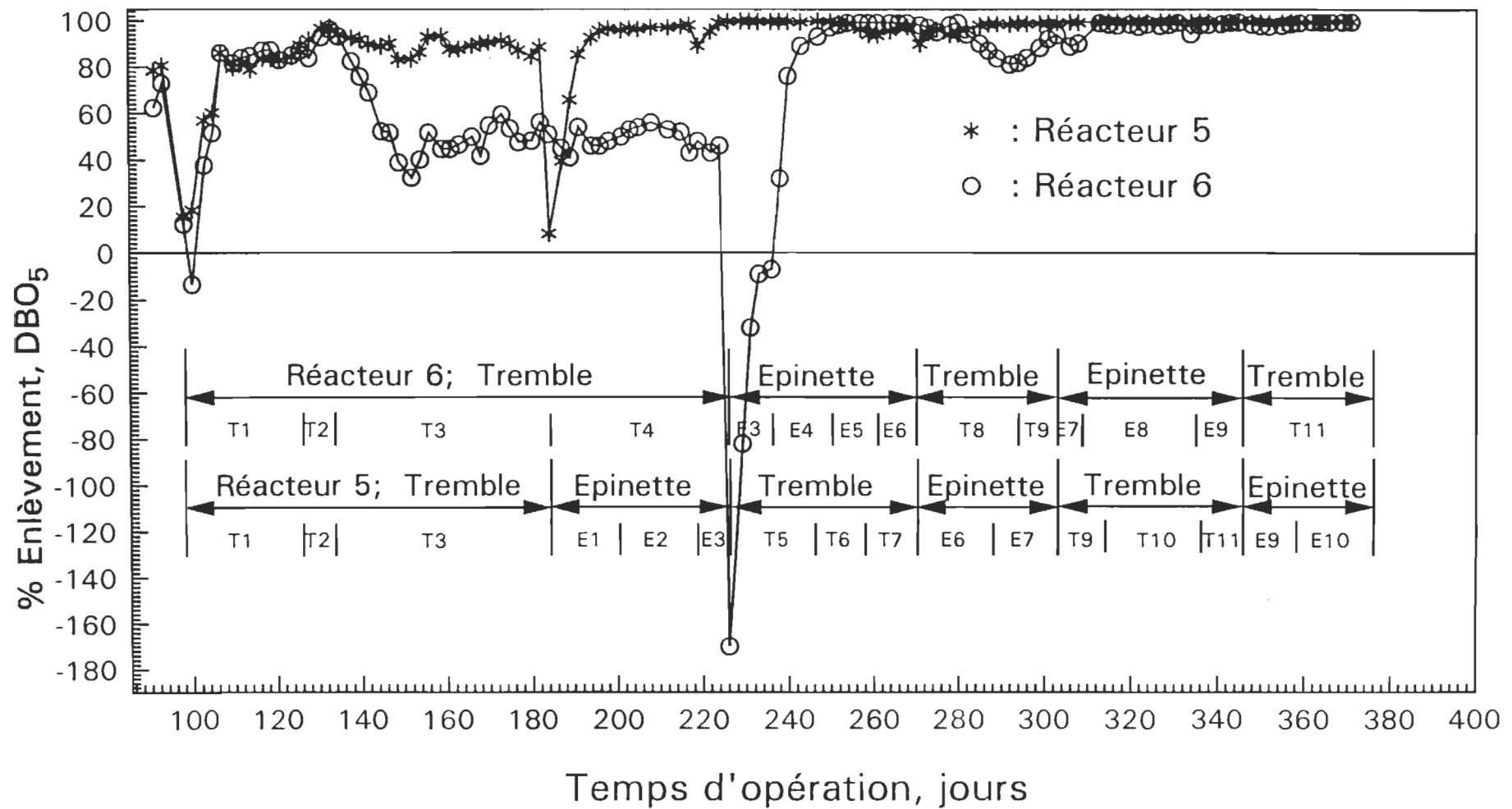


Fig. 4.9a Réacteurs 5 et 6 : % Enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  en fonction du temps d'opération <sup>79</sup>

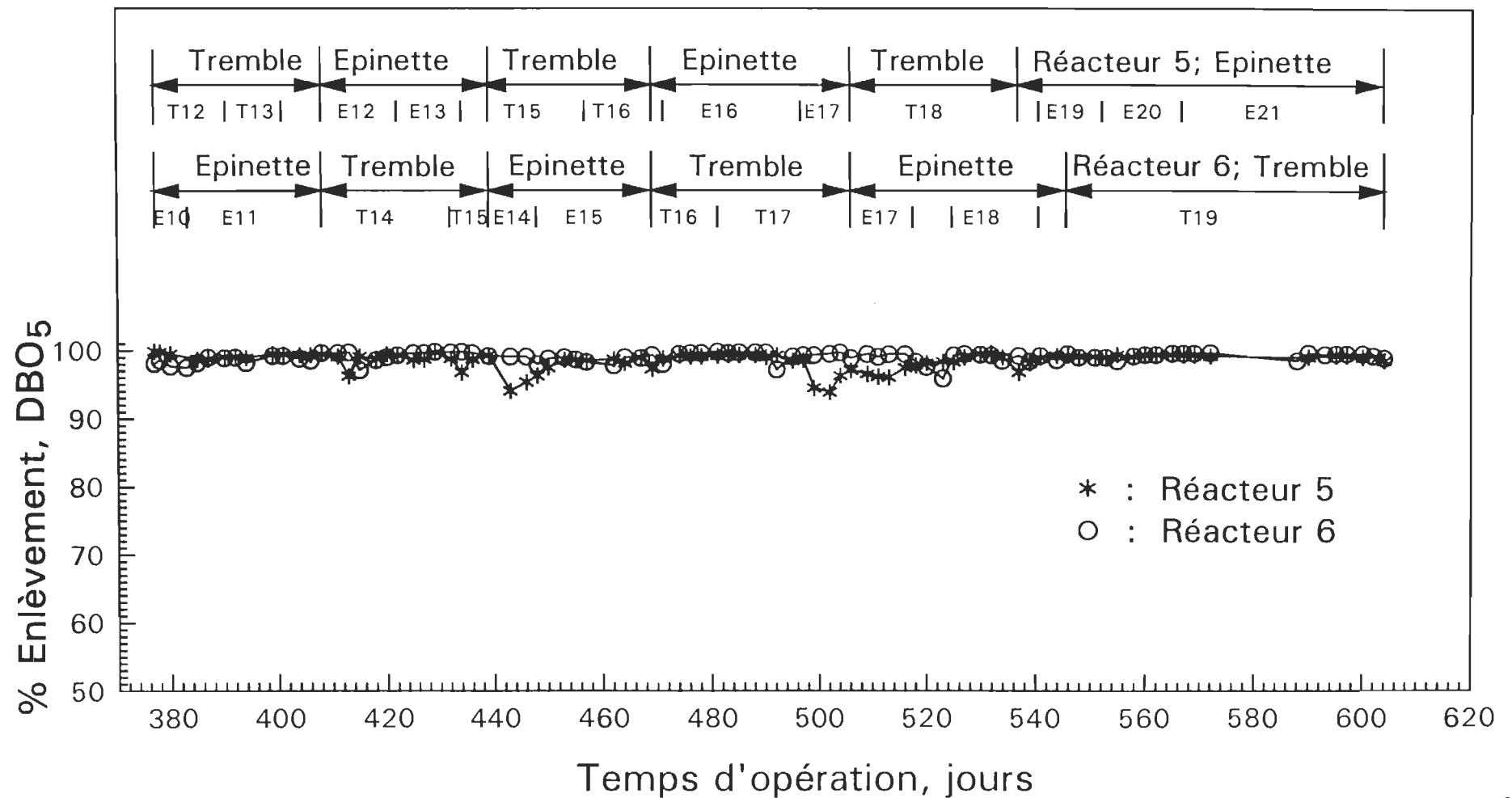


Fig. 4.9b Réacteurs 5 et 6 : % Enlèvement de la DBO<sub>5</sub> en fonction du temps d'opération

Pour le réacteur 6, les efficacités d'enlèvement dans les trois premières périodes ne sont pas idéales. La raison fut déjà mentionnée pour le réacteur 5.

Dans les périodes suivantes, grâce aux systèmes plus stables, et aux similarités des deux effluents alimentés il y a encore eu une diminution d'efficacité d'enlèvement dû au changement du tremble vers l'épinette, mais la diminution est plus faible et l'enlèvement se maintient toujours à un excellent niveau.

Les figures 4.10a et 4.10b illustrent la  $\text{DBO}_5$  finale, la concentration de SSLM et l'efficacité d'enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  dans le réacteur 5. Les figures 4.11a et 4.11b présentent aussi celles du réacteur 6. Selon ces quatre figures, la concentration de SSLM dans les systèmes n'influe pas sur l'efficacité d'enlèvement, ni sur la concentration de la  $\text{DBO}_5$  de l'effluent traité. De toute façon, excepté pour les périodes dont l'alimentation fut extrêmement élevée ou lors de l'opération avec manque d'aération, les résultats de traitement sont excellents et les concentrations d'effluent traité sont très faibles, près de zéro mg/L, et l'efficacité d'enlèvement est près de cent pour cent.

#### 4.4.2 L'efficacité d'enlèvement de la DCO

Les efficacités d'enlèvement de la DCO sont moins élevées que celles pour la  $\text{DBO}_5$ , car il y a des matières dans le système qui ne peuvent pas être enlevées par le biotraitements. La plupart des efficacités d'enlèvement de la DCO dans les systèmes sont supérieures à 70%, même au delà de 90%; les résultats sont excellents. Aux cours des périodes de A à C, les résultats pour le réacteur 6 sont très faibles et les mêmes raisons que pour la  $\text{DBO}_5$  s'appliquent.

Les diminutions des efficacités d'enlèvement de la DCO sont beaucoup plus évidentes que celles pour la  $\text{DBO}_5$ . Les résultats sont montrés aux figures 4.12a et 4.12b. Dans ces figures, on peut voir aussi que l'efficacité d'enlèvement de l'effluent de tremble est plus élevée que celle pour l'effluent d'épinette.

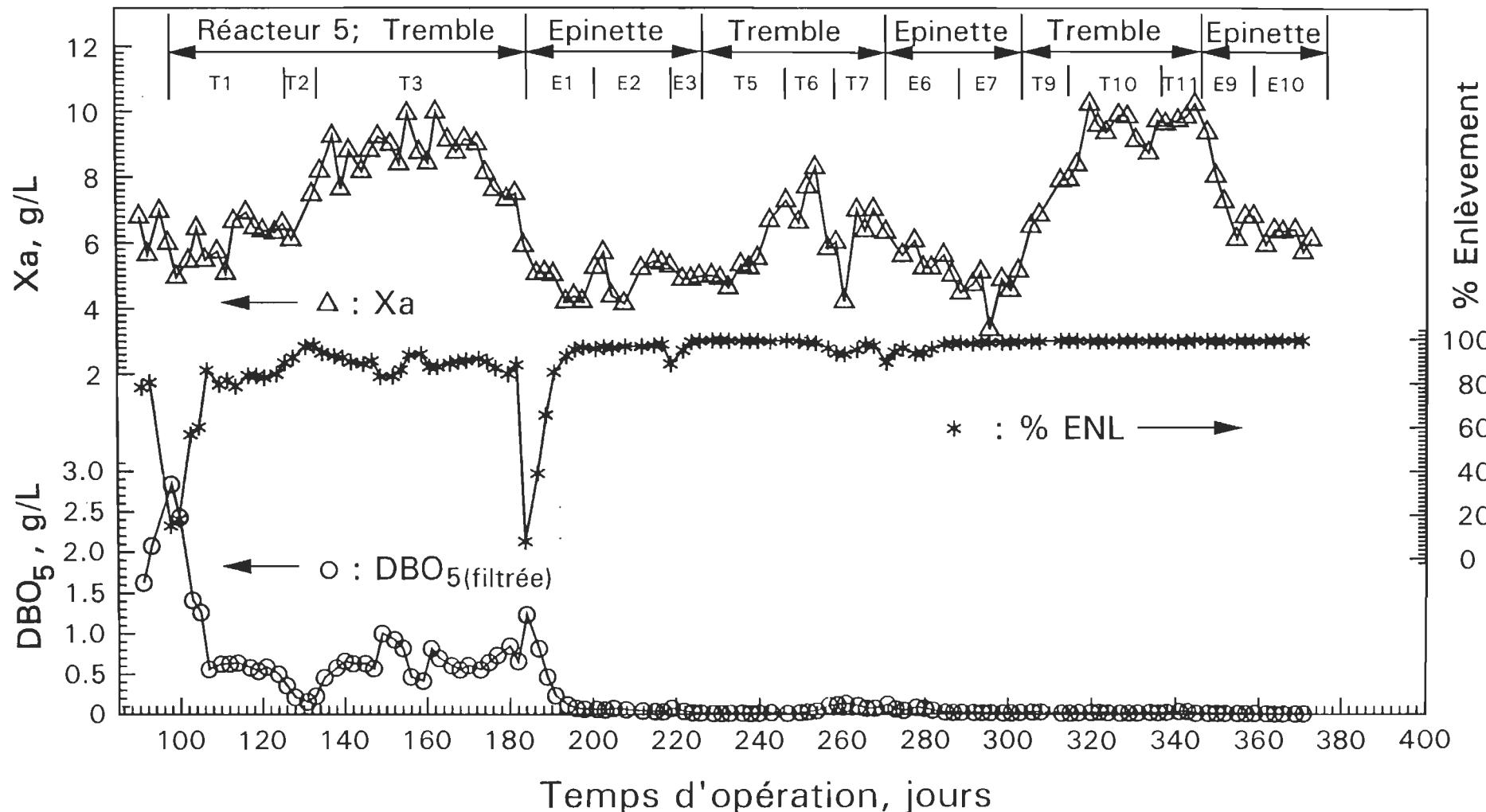


Fig. 4.10a Réacteur 5 :  $\text{DBO}_5$  et  $X_a$  à l'effluent et % enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  en fonction du temps d'opération

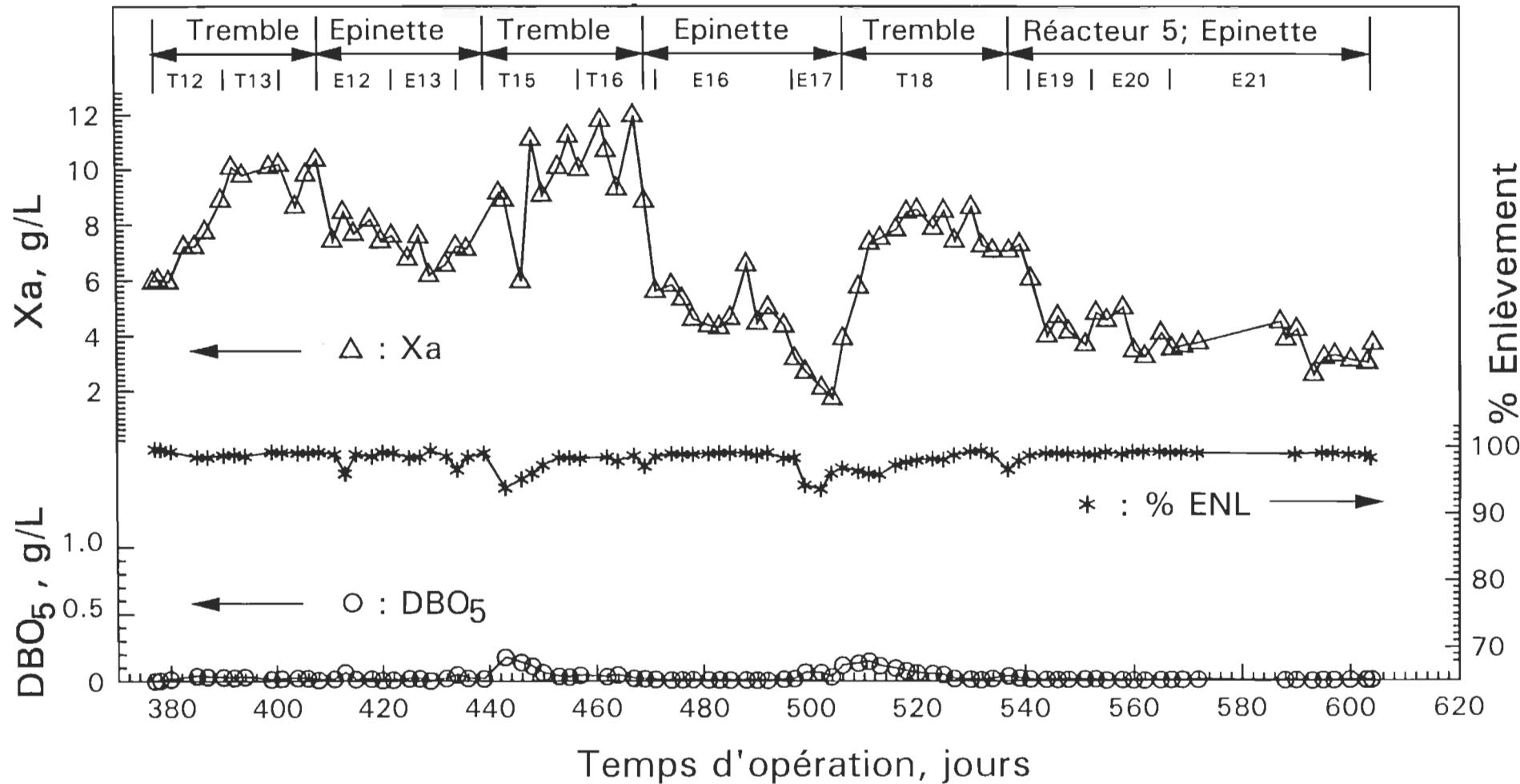


Fig. 4.10b Réacteur 5 :  $DBO_5$  et  $X_a$  à l'effluent et % enlèvement de la  $DBO_5$  en fonction du temps d'opération

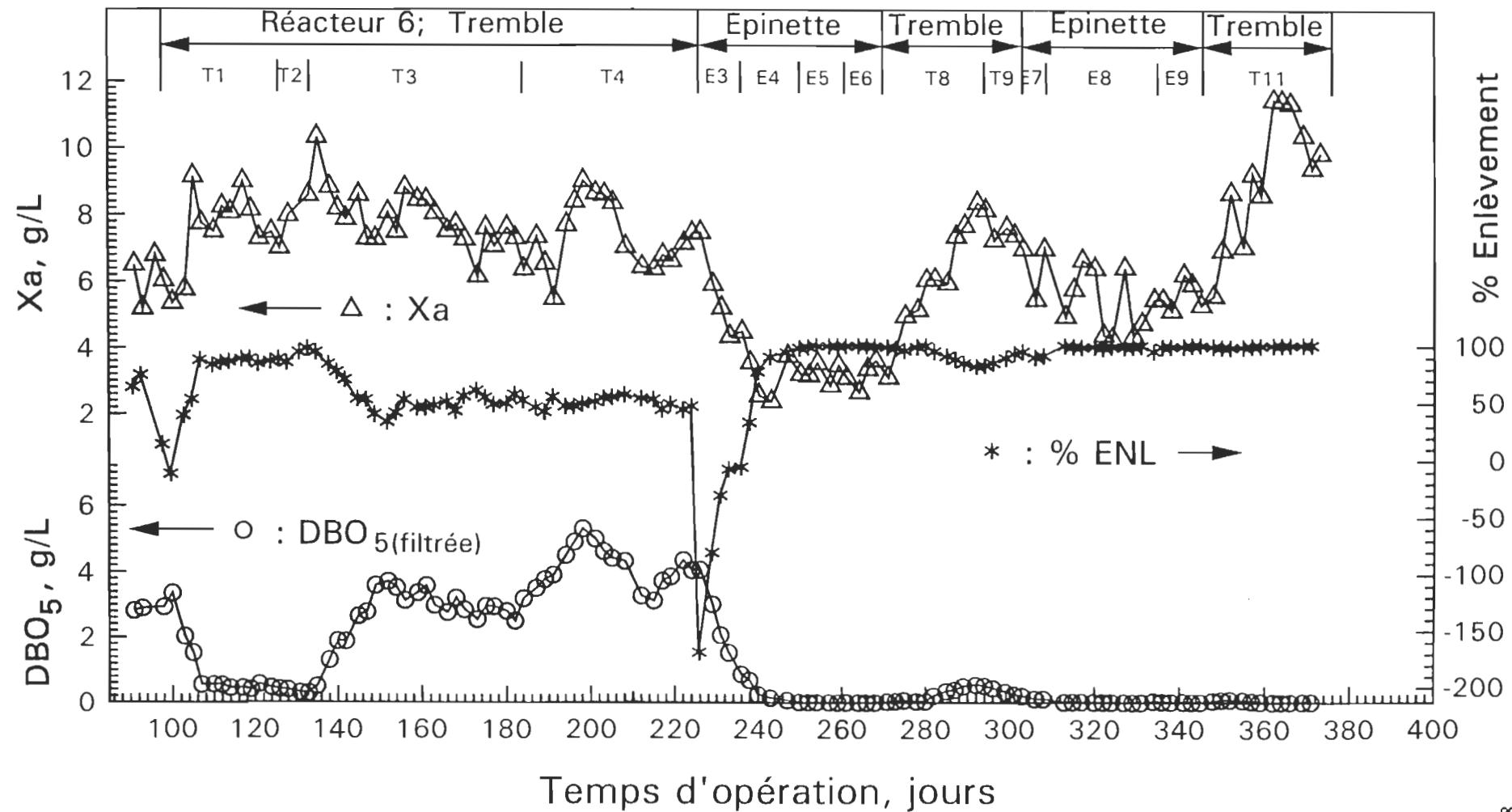


Fig. 4.11a Réacteur 6 :  $\text{DBO}_5$  et  $X_a$  à l'effluent et % enlèvement de la  $\text{DBO}_5$  en fonction du temps d'opération

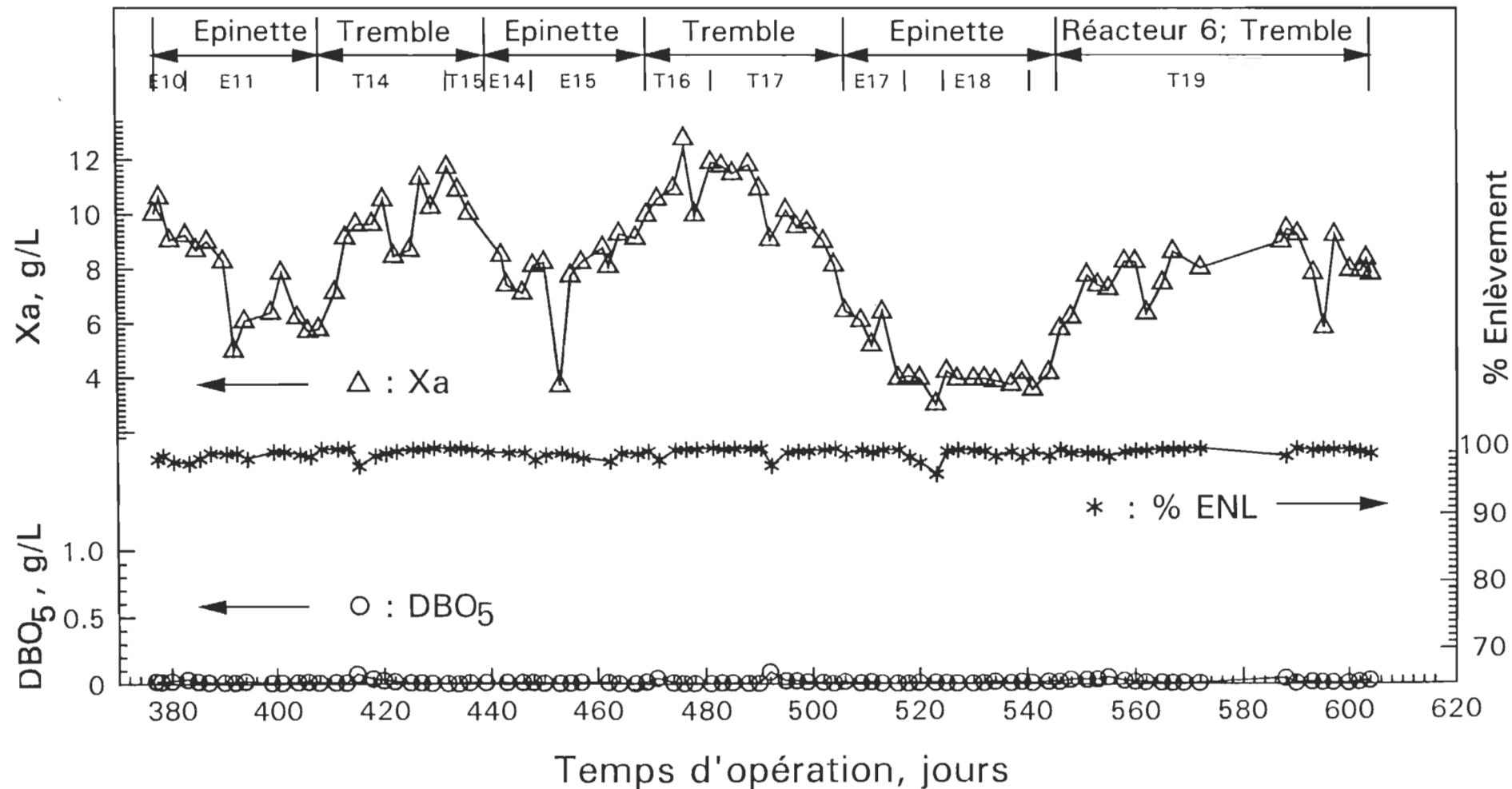


Fig. 4.11b Réacteur 6 :  $DBO_5$  et  $X_a$  à l'effluent et % enlèvement de la  $DBO_5$  en fonction du temps d'opération

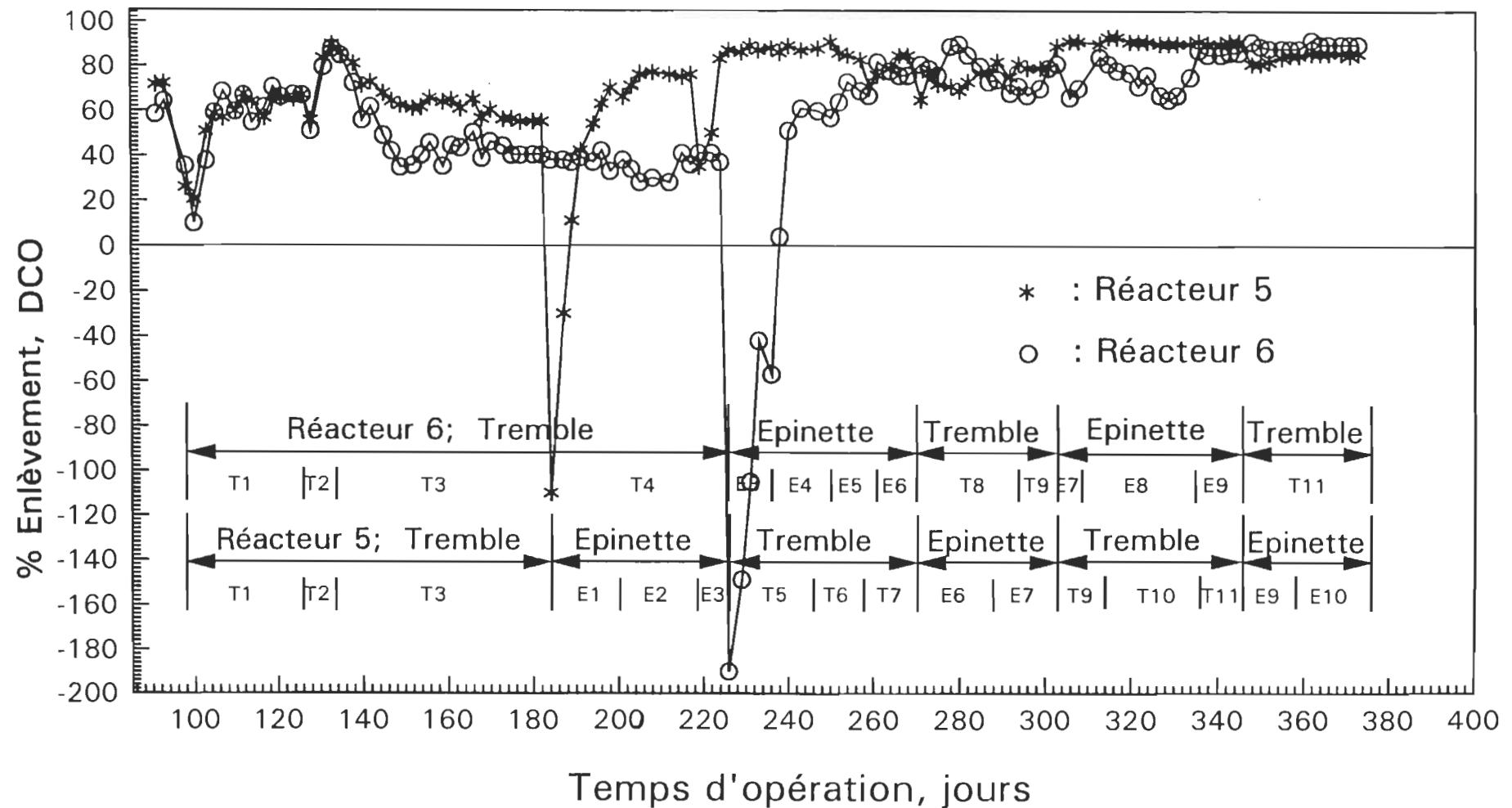


Fig. 4.12a Réacteurs 5 et 6 : % Enlèvement de la DCO en fonction du temps d'opération<sup>98</sup>

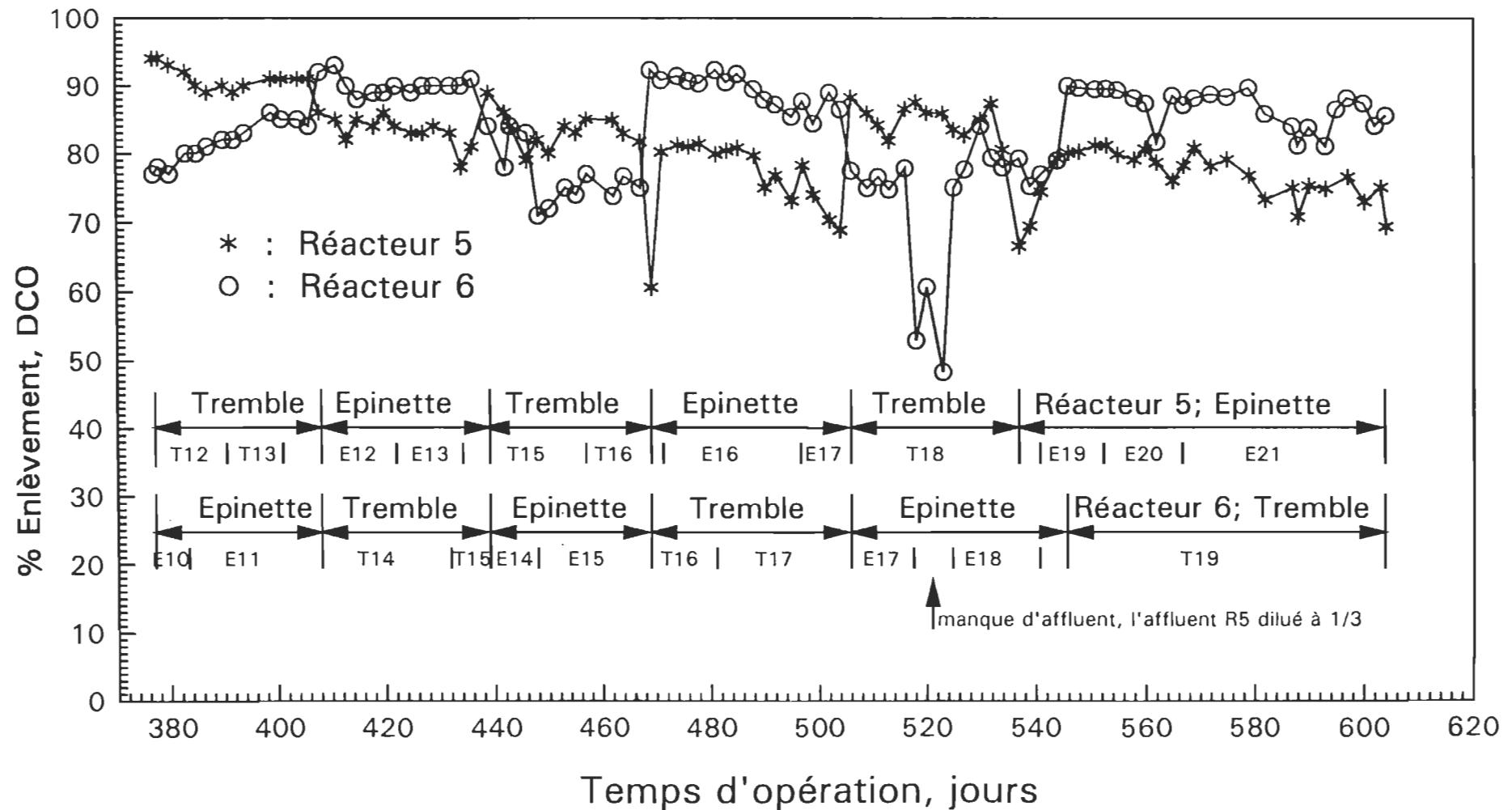


Fig. 4.12b Réacteurs 5 et 6 : % enlèvement de la DCO en fonction du temps d'opération

Le tableau 4.10 montre les résultats de l'efficacité d'enlèvement de la DCO pour chacune des périodes dans les réacteurs 5 et 6.

**TABLEAU 4.10 Efficacités moyennes d'enlèvement de la DCO pour les deux réacteurs**

Période	Enlèvement de la DCO (%)			
	Réacteur 5		Réacteur 6	
	Moyenne	Écart-type	Moyenne	Écart-type
A	61,8	5,2	43,6	6,7
B	47,3	48,1	36,3	4,3
C	85,7	5,0	10	83,7
D	75,4	4,6	77,4	7,0
E	79,1	0,8	90,8	7,6
F	74,2	1,8	84,2	1,3
G	91,2	1,5	81,6	3,0
H	83,3	2,0	90,1	1,2
I	83,4	2,5	76,8	4,3
J	76,3	4,0	89,2	2,3
K	82,4	6,2	69,6	16,7
L	77,1	3,2	86,1	3,5

## 4.5 LES ESSAIS DE TOXICITÉ

### 4.5.1 Les essais avec les truites et les daphnies

Des essais de toxicité pour les truites arc-en-ciel et les daphnies furent réalisés à la fin de chacune des périodes. Le tableau 4.11 indique les résultats des essais avec les truites pour les effluents traités alors que le tableau 4.12 présente les résultats des essais avec les daphnies.

**TABLEAU 4.11 Résultats de toxicité avec les truites**

Période d'essais	Truites CL <sub>50</sub> -96 heures (% v/v)			
	Effluent alimenté		Effluent traité	
	Réacteur 5	Réacteur 6	Réacteur 5	Réacteur 6
A	14,6	14,6	100	91,6
B	4,42	11,3	100	12,9
C	40,2	42,7	100	100
D	70,7	35,4	100	100
E	-	-	100	100
F	-	-	100	100
G	-	-	100	100
H	-	-	100	100
I	-	-	100	100
J	-	-	100	100
K	-	-	100	100
L	-	-	100	100

Les résultats de ces essais montrent que l'effluent traité fut trouvé non toxique à l'égard des organismes testés suite aux alternances. Toutefois, on a observé une toxicité pour le réacteur 6 à la période B. Ceci est relié aux conditions d'opération non optimales du réacteur, tel que le manque d'aération. De la période C à la fin des essais, soit 8 périodes d'alternance, aucune toxicité ne fut observée à l'effluent final en opération stable.

**TABLEAU 4.12 Résultats de toxicité avec les daphnies**

Période d'essais	Daphnies CL <sub>50</sub> -48 heures (% v/v)			
	Effluent alimenté		Effluent traité	
	Réacteur 5	Réacteur 6	Réacteur 5	Réacteur 6
A	8,28	8,28	100	100
B	15,5	7,06	100	11,5
C	39,2	20,7	100	100
D	17,7	39,2	100	100
E	-	-	100	100
F	-	-	100	100
G	-	-	100	100
H	-	-	100	100
I	-	-	100	100
J	-	-	100	100
K	-	-	100	100
L	-	-	100	100

#### 4.5.2 Les essais de toxicité en période transitoire

Il fut observé que lors du passage du traitement d'un type d'effluent à l'autre, une mousse se formait sur la surface du réacteur d'aération. Il fut donc décidé d'effectuer des essais de toxicité avec le Microtox lors de ces périodes de transition. Ceux-ci furent réalisés dans les réacteurs 5 et 6.

Un effet toxique décroissant avec le temps fut observé lors du changement de l'effluent d'épinette vers le tremble. Cet effet se prolongeait sur une période d'un peu plus d'une semaine. Toutefois, aucune toxicité ne fut mesurée lors du changement du tremble vers l'épinette. Les résultats détaillés sont montrés au tableau 4.13.

**TABLEAU 4.13 Test de toxicité avec les Microtox**

Date	Échantillon	CE <sub>50</sub>	Conclusion
15 Oct.	R5 Effluent épinette	> 99%	Non toxique
15 Oct.	R6 Effluent tremble	> 99%	Non toxique
Changement d'alimentation dans les réacteurs le 16 Oct.			
18 Oct.	R5 Effluent tremble	< 1%	Toxique
21 Oct.		19,15%	Toxique
24 Oct.		69,05%	Toxique
25 Oct.		> 99%	Non toxique
28 Oct.		> 99%	Non toxique
18 Oct.	R6 Effluent épinette	> 99%	Non toxique
21 Oct.		> 99%	Non toxique
24 Oct.		> 99%	Non toxique
25 Oct.		> 99%	Non toxique
28 Oct.		> 99%	Non toxique

La toxicité fut éliminée lors de la transition de l'épinette au tremble en augmentant préalablement la concentration de la biomasse. Les résultats des essais sont présentés au tableau 4.14.

**TABLEAU 4.14 Test de l'influence de la toxicité sur l'augmentation préalable de la concentration de la biomasse**

Date	Échantillon	CE <sub>50</sub>	Conclusion
29 Nov.	R6 Effluent tremble*	> 99%	Non toxique
30 Nov.		> 99%	Non toxique
1 Déc.		> 99%	Non toxique
2 Déc.		> 99%	Non toxique
3 Déc.		> 99%	Non toxique

\* Changement d'alimentation dans le réacteur 6 le 27 Nov.

## CHAPITRE V

### CONCLUSION

Ce projet de recherche s'est très bien déroulé et a permis d'atteindre les objectifs fixés. L'étude initiale sur la cinétique de biodégradation de l'affluent de PCTMB à base de tremble a révélé que celle-ci était au-delà de dix fois plus lente que celle d'un effluent classique à base de résineux.

Cependant, l'alternance mensuelle des charges de DBO<sub>5</sub> en provenance de pâte à base de tremble et de résineux, et simulée à plus de douze reprises au laboratoire, a démontré qu'il est possible de maintenir des enlèvements élevés de DBO<sub>5</sub> et de produire un effluent non toxique à l'égard des truites arc-en-ciel et des daphnies à la fin de chacune des périodes de simulation.

Toutefois, en régime transitoire de l'effluent alimenté de bois d'épinette vers celui de tremble, une toxicité à l'égard des Microtox est observée pour les sept ou huit premiers jours du début de cette transition. Ce phénomène pouvait être observé par la présence d'une mousse importante à la surface du bioréacteur. Il fut démontré en laboratoire que le moyen de prévenir cette situation était d'augmenter préalablement la concentration de la biomasse avant d'alimenter le bioréacteur en effluent à base de tremble.

## CHAPITRE VI

### BIBLIOGRAPHIE

1. Whiting, P.; "Peroxide Bleaching Cost Will Shape Market Growth For Mechanical Pulps"; *Pulp & Paper* 64 (6): pp. 60-62 (1990)
2. Taylor; J.; "Activated Sludge Treatment of Kraft Pulp Mill Effluent"; *Pulp & Paper Canada* 97 (11): pp. 38-42 (1996)
3. Butler, R.J.; Pelletier, M. et Mitsopoulos, G. "Strategies Implemented During Start-Up of the Activated Sludge Treatment System at Alberta-Pacific Forest Industries. Inc." *Pulp & Paper Canada* 97 (6): pp. 66-69 (1996)
4. Paice M. G. et al. "Activated Sludge Treatment of Mechanical Pulp Mill Effluents Containing Sulphite"; *Pulp & Paper Canada* 97 (9): pp. 88-92 (1996)
5. Groves, M. et al.; "Oxygen Activated Sludge Treatment at Aenor Inc."; *1997 Environmental Conference & Exhibit*: pp. 567-571 (1997);
6. Clapperton, G. et El Kardiri, M.; "Impact of Large Load Variations on Performance of An Activated Sludge Process"; *TAPPI Journal* 81 (2): pp. 85-90 (1998)
7. Mimms, A.; "Kraft Pulping"; 2è édition, *TAPPI Press*, Atlanta, USA (1995)
8. Gagnon, D. et al.; "Traitement Anti-Pollution"; *Notes de Cours*, UQTR; Hiver 1998
9. Hynninen, P.; "Environmental Control"; Papermaking Science and Technology, Book 19, *Finnish Paper Engineers' Association and TAPPI*, Helsinki, Finland, (1998)
10. Springer, Allan M.; "Industrial Environmental Control: Pulp and Paper Industry"; 2è édition, *TAPPI Press*, Atlanta, USA (1993)
11. Kouris, M. et Kocurek, M. J.; "Pulp and Paper Manufacture"; Vol. 9, 3è édition; *CPPA/TAPPI*, Montréal, Canada, (1992)
12. Ontario Ministry of Environment; "Scientific Criteria Document for Provincial Water Quality Objectives Development: Resin Acids", pp. 4 (1987)
13. Werker, A. G. et Hall, E. R.; "The Influence of pH on Resin Acid Solubility Related to Biodegradation Kinetics of Resin Acid in Pulp Mill Effluent"; *1997 Environmental Conference & Exhibit*, TAPPI Proceedings, Atlanta, USA. pp. 19-26 (1997)

14. Kirkpatrick, N.; "Environmental Issue in The Pulp and Paper Industries"; *Pira International*, UK, (1991)
15. Department of Fisheries and Oceans; *Canada Gazette*; "Pulp and Paper Effluent Regulations"; Part 2, Vol. 126, No. 11; (1992)
16. Gazette Officielle du Québec; "Partie 2: Règlements sur les fabriques de pâtes et papiers"; (1989)
17. O'connor, B. et Voss, R.; "Progress in Reducing Effluent Acute Lethal Toxicity: A 1996 Survey"; *Pulp & Paper Canada* 99 (12): pp. 168-170 (1998)
18. Mannisto, H, Mannisto, E, Krogerus, M; "Current Environmental Performance of The Pulp and Paper Industry"; *1996 TAPPI Minumum Effluent Mills Symposium*, TAPPI Press, Atlanta, USA; pp. 9-15 (1996)
19. Wohlgemuth, G. et al.; "Who Can Afford To Save Water?"; *1996 TAPPI Minumum Effluent Mills Symposium*; TAPPI Press, Atlanta, USA; pp.141-149 (1996)
20. L'enquête de l'ACPP sur tous les usines papetières du Canada en 1997
21. Stark, H.; "Mechanical Pulping "; *Paper Industry and Its Environment Conference*, (Oct. 1989)
22. Webb, L.; "Environmental Protection Through Sound Water Management in The Pulp and Paper Industry"; *Pira International*; (1992)
23. Suresh, N.; "Effluent Treatment"; *Pira Environmental Guide series*, Leatherhead, UK, (1998)
24. Mcdonald, A. et al.; "Characterization of Volatile Constituents in Radiata Pine (*Pinus radiata* High-Temperature Mechanical Pulp Screw-Press Effluent"; *Appita J.* 51 (2): 132-137 (1998)
25. Hoel, R. et al.; "Toxicity Characterization of TMP Process Stream by Different Methods"; *Nord. Pulp Pap. Res. J.* 11 (3): pp192-200 (1996)
26. Hoel, H. and Aarsand, R.; "Acute Toxicity of Colloidal and Dissolved Materials in TMP effluents"; *Nord. Pulp pap. Res. J.* 10 (2): pp. 98-103, 109 (1995);
27. Carlberg, G. E. et al.; "Chemical/Biological Characterization of Discharges from Integrated Newsprint Mills"; *18<sup>th</sup> International Mechanical Pulping Conference 1993: Proceeding*, pp. 418-427 (1993)

28. Johnsen, K. et al.; "Physiological Responses in Rainbow Trout Exposed to Total Mill Effluent from An Integrated Newsprint Mill"; *18<sup>th</sup> International Mechanical Pulping Conference 1993: Proceeding*; pp. 449-460 (1993)
29. Servos, M. R. et al.; "Environmental Fate and Effects of Pulp and Paper Mill Effluents"; St. Lucie Press, Delray Beach, Florida, (1996)
30. Campbell, A. G. et al.; "CTMP Effluent BOD, Toxicity Reduced with Carouse-Type Oxidation Ditch"; *Pulp & Paper* 64 (6): pp. 81-86 (1990)
31. McCubbin, N.; "The Basic Technology of The Pulp and Paper Industry and Its Environmental Protection Practices"; *Environment Canada, Report Esp6-EP-83-1*. (1983)
32. Norman, J.C., Sell, N.J., Ciriades J.C.; "Avoiding Total Reduced Sulphur Emission (TRS) from Sodium Sulphite Pulping Recovery Processes"; *TAPPI J.* 73 (6): pp.229-231 (1990)
33. Waugh, R., Santyr, G.M.; "High Solids Fining"; *75th Annual Meeting of CPPA* pp.B402 (1989)
34. Lavallée, H.C., Liu, H.W., Lo, S.N.; "Caractérisation des sources internes de polluants et effets des conditions opératoires sur le traitement biologique d'un effluent de PCTM"; *77th Annual Meeting of CPPA*, pp.A59-102 (1991)
35. Malinen, R., Virkola, N.E., Turunen, E., "Effluent Characterization and Treatment of Chemithermomechanical Pulping"; *International Mechanical Pulping Conference*, pp.267-271 (1985)
36. Urbantas, R.G., Macewen, H.D., "Characterization of Effluents from Chemimechanical, Chemithermomechanical and Thermomechanical Pulping of Black Spruce"; *CPPA 71st Annual Meeting*, pp. A213-219 (1985)
37. Cornacchio, L.A., Hall, E.R., "Anaerobic Treatability of Canadian Pulp and Paper Mill Waste Waters"; *Pulp & Paper Canada* 89 (6): pp. 100 - 104 (1988)
38. Rintala, J.A., Puhakka, J.A., "Anaerobic Treatment in Pulp and Paper Mill Waste Management: A Review"; *Bioresource Technology*, pp.1-18 (1994)
39. Dinsmore, Norm; "Anaerobic Treatment Allows Viable Handling of Bleached CTMP Effluent"; *Modern Mechanical Pulping in the Pulp and Paper Industry*; San Francisco, Miller Freeman, USA, pp. 78-79 (1989)

40. Kantardjieff, A., Jones, J., " Techniques de démarrage des systèmes de traitement par boues activées et méthodes de correctifs des déficiences "; *Conférence technologique estivale 1995*, pp.85-91 (1995)
41. Reeser, D.M., Johnson, W., Gibson, L.; " Selecting Equipment for Aerobic Treatment of CTMP Effluent "; *TAPPI Environmental Conference 1990*; Book 2, pp.535-555 (1990)
42. Reis, R.; " Environmental Aspects of Alkaline Peroxide (APP) or BCTMP Pulping "; *CPPA 77th Annual Meeting*; pp. A399-409 (1991)
43. Clapperton, G., Elkadiri, M.; " Impact de grandes variations de charge sur la performance d'un traitement secondaire "; *Conférence technologique estivale 1996*, pp. 91-94 (1996)
44. Binyon, S. J.; " Effluent Treatment in The Paper Industry – Where Are The Savings? "; *Paper Technology* 40 (4): pp. 61-66 (1999)
45. Hynnien, P. et Ingman, L. C.; " Improved Control Makes Activated Sludge Treatment More Viable "; *Pulp & Paper* 72 (11): pp. 63-65 (1998)
46. Gould, F. J.; " Options for Effluent Treatment in The Paper Industry "; *Paper Technology* 38 (4): pp. 33-36 (1997)
47. Vipat, V., Branion, R.; " Evaluating the Anaerobic Treatability of Thermomechanical Pulping Wastewater "; *Pulp & Paper Canada* 91 (3): pp.89-102 (1990)
48. Ohashi, A. et Taniguchi, N.; " Operating Experience of An Anaerobic Effluent Treatment Plant "; *Appita J.* 50 (5): pp.374-376 (1997)
49. Lin, Q. et Zheng, Y.; " Experiment on Biotreatability of CTMP Wastewater of *Pinus Massioniana* "; *1997 Nanjing International Symposium on High-Yield Pulping: Proceedings*, pp. 283-290 (1997);
50. Gunnarsson, L., Andersson, P-E. et Olsson, L-E.; " Anaerobic treatment of CTMP Effluent from Peroxide Bleached Softwood "; *1989 Environmental Conference*, pp535-542 (1989)
51. Andersson, P-E et al.; "Anaerobic Treatment of CTMP Effluents "; *Pulp & Paper Canada* 88 (7): pp.39-42 (1987);
52. Frigon, J. C. et al.; " Biotreatment of Resin Acids by A Coupled Anaerobic/aerobic Integrated System "; *Pulp & Paper Canada* 100 (5): pp. 23-26 (1999)

53. Weeks, B. et Oleszkiewicz, J.A.; " Shock Loading Lagoons and Activated Sludge Treating Bleached Kraft Mill Wastewater "; *Pulp & Paper Canada* 95 (8): pp.15-18 (1994)
54. " Détermination de la demande biochimique en oxygène (DBO) "; *Méthodes standards de l'ACPP, Norme H.2*; Section technique de l'Association canadienne des pâtes et papiers, (1992)
55. " Détermination de la demande chimique en oxygène "; *Méthodes standards de l'ACPP, Norme H.3*; Section technique de l'Association canadienne des pâtes et papiers, (1993)
56. " Détermination de la teneur en matières solides des effluents des usines de pâtes et papiers "; *Méthodes standards de l'ACPP, Norme H.1*; Section technique de l'Association canadienne des pâtes et papiers
57. " Activated Sludge Workshop "; Process Control Procedures for Pulp and Paper Mills; ETC, Inc. (Mai 1991)
58. Ramalho, R.S.; " Introductuion to Wastewater Treatment Processes "; 2<sup>e</sup> édition, Academic Press, New York, USA (1983)

## **ANNEXE I**

### **TABLEAUX DES CONDITIONS D'OPÉRATION ET LES RÉSULTATS OBTENUS POUR LES RÉACTIFS AGITÉS NOS 1- 4 ET 7-9**

Tableau R1 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Date a/m/d	Temps Jours	Affluent						Récateur 1							
		DCOt mg/L	DBOt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESV mg/L	MESV/MES	TRH heures	DCOf mg/L	XENLtf mg/L	DBOf mg/L	XENLtf mg/L	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa
06/12	4	10530	-	-	-	-	-	100.0	-	-	-	6022	4587	76.2	
06/13	5	10530	-	-	-	-	-	119.1	-	-	-	4838	3592	74.2	
06/14	6	10530	-	-	-	-	-	131.6	-	-	-	4074	3150	77.3	
06/15	7	10530	-	-	-	-	-	108.7	-	-	-	3888	2896	74.5	
06/16	8	10530	-	-	-	-	-	86.2	-	-	-	3586	2826	78.8	
06/19	11	10530	-	-	-	-	-	77.0	-	-	-	3644	2762	75.8	
06/20	12	10530	-	-	-	-	-	83.0	-	-	-	4724	3484	73.8	
06/22	14	10530	-	-	-	-	-	76.4	-	-	-	3668	2800	76.3	
06/23	15	10530	-	-	-	-	-	78.0	-	-	-	2474	1870	75.6	
06/26	18	15100	-	-	-	-	-	83.3	-	-	-	2872	2080	72.4	
06/27	19	15100	-	-	-	-	-	60.0	-	-	-	2866	2272	79.3	
06/28	20	12905	-	-	-	-	-	60.0	-	-	-	2420	1976	81.7	
06/29	21	12905	-	-	-	-	-	50.0	-	-	-	2680	2048	76.4	
06/30	22	12905	-	-	-	-	-	49.0	-	-	-	2722	2192	80.5	
07/03	25	14560	-	-	-	-	-	24.7	-	-	-	3626	3044	83.9	
07/04	26	9760	-	-	-	-	-	23.6	-	-	-	2922	2500	85.6	
07/05	27	15100	-	-	725	-	-	24.0	-	-	-	3136	2688	85.7	
07/06	28	13020	5000	2.6	1072	916	0.85	11.9	5304	59.3	-	-	3318	2668	80.4
07/10	32	29100	6675	4.4	632	534	0.84	11.9	11790	59.5	4915	26.4	2015	1660	82.4
07/12	34	29100	6675	4.4	-	-	-	12.2	6160	78.8	3810	42.9	2278	1775	77.9
07/13	35	15460	6675	2.3	1474	1250	0.85	12.3	11600	25.0	3425	48.7	1910	1535	80.4
07/14	36	16370	-	-	770	668	0.87	12.3	8370	48.9	-	-	1805	1535	85.0
07/17	39	13280	5610	2.4	698	610	0.87	11.9	8290	37.6	1910	66.0	3153	2605	82.6
07/18	40	-	-	-	-	-	-	11.6	-	-	-	-	2425	2080	85.8
07/19	41	13480	5543	2.4	1176	1054	0.90	11.6	8070	40.1	3506	36.7	1728	1550	89.7
07/20	42	-	-	-	-	-	-	11.9	-	-	-	-	2011	1758	87.4
07/21	43	12930	6675	1.9	1560	1328	0.85	12.0	6300	51.3	2781	58.3	2630	2198	83.6
07/24	46	10270	6675	1.5	1060	896	0.85	12.5	9080	11.6	4229	36.6	1573	1255	79.8
07/26	48	12780	4806	2.7	-	-	-	11.9	7130	44.2	3169	34.1	1633	1385	84.8
07/28	50	13330	5640	2.4	445	318	0.71	12.0	11530	13.5	4600	18.4	550	-	-
07/31	53	13110	5730	2.3	173	116	0.67	12.3	8620	34.2	3930	31.4	1650	1208	73.2
08/02	55	13110	5730	2.3	-	-	-	11.6	9610	26.7	4200	26.7	1168	922	78.9
08/04	57	13580	5700	2.4	134	90	0.67	12.0	10930	19.5	4410	22.6	958	708	73.9
08/07	60	16260	6045	2.7	323	215	0.67	11.8	10300	36.7	4420	26.9	720	401	55.7
08/08	61	-	-	-	-	-	-	11.0	-	-	-	-	636	466	73.3
08/09	62	16260	6045	2.7	-	-	-	11.3	10830	33.4	4620	23.6	728	566	77.7
08/10	63	-	-	-	432	338	0.78	11.2	-	-	-	-	509	343	67.4
08/11	64	12340	6045	2.0	3263	2801	0.86	11.4	9230	25.2	4590	24.1	1125	813	72.3
08/15	68	-	-	-	-	-	-	12.0	-	-	-	-	1440	1143	79.4
08/16	69	-	-	-	-	-	-	11.8	-	-	-	-	1518	1190	78.4
08/17	70	-	-	-	829	672	0.81	11.8	-	-	-	-	1085	826	76.1
08/18	71	14590	5250	2.8	360	284	0.79	11.8	11280	22.7	4005	23.7	1067	829	77.7
08/21	74	29450	5250	5.6	1390	1174	0.84	11.6	22300	24.3	-	-	2398	1925	80.3
08/22	75	-	-	-	-	-	-	12.0	-	-	-	-	2306	1869	81.0
08/23	76	29450	5250	5.6	-	-	-	11.3	9500	67.7	3150	40.0	1624	1321	81.3
08/24	77	-	-	-	343	268	0.78	11.5	-	-	-	-	1728	1355	78.4
08/25	78	19368	7738	2.5	-	-	-	11.5	13240	31.6	5220	32.5	1381	1085	78.6
08/28	81	21120	8438	2.5	1392	1022	0.73	11.4	11110	47.4	5538	34.4	1940	1553	80.1
08/29	82	-	-	-	-	-	-	11.3	-	-	-	-	1458	1130	77.5

Tableau R1 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Date a/m/d	Temps Jours	Affluent						Récateur 1							
		DCOt mg/L	DBOt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESv mg/L	MESv/MES	TRH heures	DCOf mg/L	%ENLtf	DBOf mg/L	%ENLtf	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa
08/30	83	21120	8438	2.5	-	-	-	11.4	10880	48.5	5180	38.6	1802	1406	78.0
09/01	85	-	-	-	-	-	-	12.1	-	-	-	-	1830	1456	79.6
09/05	89	-	-	-	-	-	-	15.2	-	-	-	-	1830	1456	79.6
09/06	90	-	-	-	-	-	-	17.6	-	-	-	-	1610	1362	84.6
09/07	91	-	-	-	334	291	0.87	11.8	-	-	-	-	-	3408	-
09/08	92	9900	4525	2.2	530	470	0.89	12.8	4260	57.0	1563	65.5	1704	1422	83.5
09/11	95	8090	3840	2.1	216	186	0.86	11.6	3990	50.7	1200	68.8	1472	1276	86.7
09/12	96	-	-	-	-	-	-	13.9	-	-	-	-	1914	1658	86.6
09/13	97	-	3840	-	-	-	-	14.4	-	-	-	-	1694	1474	87.0
09/14	98	-	-	-	216	190	0.88	12.6	-	-	-	-	1872	1628	87.0
09/15	99	8090	3840	2.1	-	-	-	11.9	3720	54.0	1080	71.9	1476	1286	87.1
09/18	102	8420	3700	2.3	301	268	0.89	12.0	5468	35.1	1160	68.6	1512	1268	83.9
09/19	103	-	-	-	-	-	-	11.9	-	-	-	-	1554	1354	87.1
09/20	104	-	3700	-	-	-	-	12.8	3030	ERR	1169	68.4	1742	1522	87.4
09/21	105	-	-	-	-	-	-	12.4	-	-	-	-	1650	1394	84.5
09/22	106	8630	4190	2.1	498	416	0.84	12.8	3040	64.8	930	77.8	1808	1508	83.4
09/25	109	8700	-	-	-	-	-	12.2	3092	64.5	1079	ERR	2150	1872	87.1
09/26	110	-	-	-	-	-	-	11.8	-	-	-	-	1914	1668	87.1
09/27	111	-	4464	-	-	-	-	11.4	-	-	930	79.2	2004	1712	85.4
09/28	112	-	-	-	-	-	-	12.1	-	-	-	-	1724	1496	86.8
09/29	113	8110	3715	2.2	-	-	-	12.2	2256	72.2	675	81.8	1780	-	-
10/02	116	9360	3870	2.4	1629	1480	0.91	12.2	3020	67.7	720	81.4	2108	1816	86.1
10/03	117	-	-	-	-	-	-	12.0	-	-	-	-	2056	1832	89.1
10/04	118	6850	5230	2.1	588	502	0.85	12.5	2328	66.0	545	83.1	1948	1716	88.1
10/05	119	-	-	-	526	472	0.90	12.5	-	-	-	-	1456	1388	95.3
10/06	120	5490	3075	1.8	165	-	0.00	12.5	2468	55.0	850	72.4	1624	-	-
10/09	123	14400	5825	2.5	1396	1155	0.83	12.5	5236	63.6	1425	75.5	2130	1754	82.3
10/10	124	-	-	-	854	702	0.82	12.6	-	-	-	-	3004	2522	84.0
10/11	125	13920	5580	2.5	1478	1192	0.81	12.5	-	-	-	-	3156	2660	84.3
10/12	126	-	-	-	.999	816	0.82	12.2	-	-	-	-	3372	2894	85.8
10/13	127	16100	6900	2.3	1054	865	0.82	18.3	6350	60.6	2510	63.6	3302	2694	81.6
10/16	130	16720	6950	2.4	1529	1267	0.83	-	-	-	-	-	-	-	
Min.		5490	3075	1.5	134	90	0.67	11.0	2256	11.6	545	18.4	509	343	55.7
Max.		29450	8438	5.6	3263	2801	0.91	18.3	22300	78.8	5538	83.1	3372	3408	95.3
Moyenne		14312	5419	2.6	835	715	0.80	12.3	7662	46.3	2795	51.6	1801	1543	81.9
Médiane		13280	5580	2.4	632	572	0.84	12.0	7845	48.7	2966	53.5	1735	1485	82.6

DCOt : DCO totale

DBOt : DBO totale

Ct/Bt : DCot/DBot

MES : Matières en suspension

MESv : Matières volatiles en suspension

TRH : Temps de rétention hydraulique

DCOf : DCO filtrée

DBOf : DBO filtrée

%ENL : Enlèvement en %

%ENLtf : (DCOt - DCOf)\*100/DCOt ou (DBOt - DBOf)\*100/DBOt

Xa : SSLM dans le réacteur

Tableau R1 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Date a/m/d	Temps Jours	DCOt mg/L	DBOt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESv mg/L	MESv/MES	TRH heures	DCOf mg/L	XENLtf	DBOf mg/L	XENLtf	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa

Xva : SSVLM dans le réacteur

Tableau R2 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Date a/m/d	Temps Jours	Affluent						Réacteur 2							
		DCOt mg/L	DBOt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESv mg/L	MESv/MES	TRH heures	DCOf mg/L	XENLtf mg/L	DBOf mg/L	XENLtf mg/L	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa
06/12	4	10530	-	-	-	-	-	104.2	-	-	-	6210	4534	73.0	
06/13	5	10530	-	-	-	-	-	119.1	-	-	-	5836	4244	72.7	
06/14	6	10530	-	-	-	-	-	119.1	-	-	-	5506	4044	73.4	
06/15	7	10530	-	-	-	-	-	86.2	-	-	-	5366	3950	73.6	
06/16	8	10530	-	-	-	-	-	89.3	-	-	-	-	-	-	
06/19	11	10530	-	-	-	-	-	71.4	-	-	-	4614	3596	77.9	
06/20	12	10530	-	-	-	-	-	76.0	-	-	-	5284	3794	71.8	
06/22	14	10530	-	-	-	-	-	78.6	-	-	-	3680	2922	79.4	
06/23	15	10530	-	-	-	-	-	72.4	-	-	-	3910	3016	77.1	
06/26	18	15100	-	-	-	-	-	71.0	-	-	-	3378	2544	75.3	
06/27	19	15100	-	-	-	-	-	60.0	-	-	-	3306	2612	79.0	
06/28	20	12905	-	-	-	-	-	58.0	-	-	-	3346	2778	83.0	
06/29	21	12905	-	-	-	-	-	48.0	-	-	-	3150	2492	79.1	
06/30	22	12905	-	-	-	-	-	48.0	-	-	-	2948	2440	82.8	
07/03	25	14560	-	-	-	-	-	24.0	-	-	-	3536	2896	81.9	
07/04	26	9760	-	-	-	-	-	24.3	-	-	-	2704	1976	73.1	
07/05	27	15100	-	-	845	725	0.86	24.5	-	-	-	2536	2148	84.7	
07/06	28	13020	5000	2.6	1072	916	0.85	24.5	12620	3.1	-	-	3208	2650	82.6
07/10	32	29100	6675	4.4	632	534	0.84	24.5	9100	68.7	3495	47.6	3303	2713	82.1
07/12	34	29100	6675	4.4	-	-	-	23.0	5820	80.0	3438	48.5	3355	2808	83.7
07/13	35	15460	6675	2.3	1474	1250	0.85	24.0	9140	40.9	3380	49.4	2935	2415	82.3
07/14	36	16370	-	-	770	668	0.87	23.8	8340	49.1	-	-	2495	2055	82.4
07/17	39	13280	5610	2.4	698	610	0.87	23.1	6350	52.2	2110	62.4	2548	2115	83.0
07/18	40	-	-	-	-	-	-	24.3	-	-	-	2258	1975	87.5	
07/19	41	13480	5543	2.4	1176	1054	0.90	23.4	7400	45.1	2056	62.9	2218	1845	83.2
07/20	42	-	-	-	590	511	0.87	23.6	-	-	-	-	2288	1968	86.0
07/21	43	12930	6675	1.9	1560	1328	0.85	23.8	5750	55.5	2343	64.9	2750	2340	85.1
07/24	46	10270	6675	1.5	1060	896	0.85	23.5	7450	27.5	3111	53.4	1905	1493	78.4
07/26	48	12780	4806	2.7	-	-	-	24.0	7010	45.1	2626	45.4	1873	1440	76.9
07/28	50	13330	5640	2.4	445	318	0.71	24.5	7710	42.2	2738	51.5	922	-	-
07/31	53	13110	5730	2.3	173	116	0.67	24.8	8610	34.3	3550	38.0	1860	1210	65.1
08/02	55	13110	5730	2.3	-	-	-	25.0	8190	37.5	3510	38.7	1840	1224	66.5
08/04	57	13580	5700	2.4	134	90	0.67	24.3	9430	30.6	3810	33.2	1464	1040	71.0
08/07	60	16260	6045	2.7	323	215	0.67	24.0	9730	40.2	3760	37.8	655	402	61.4
08/08	61	-	-	-	-	-	-	23.9	-	-	-	899	626	69.6	
08/09	62	16260	6045	2.7	-	-	-	24.3	9800	39.7	3590	40.6	988	626	63.4
08/10	63	-	-	-	432	338	0.78	24.6	-	-	-	-	587	380	64.7
08/11	64	12340	6045	2.0	3263	2801	0.86	24.5	8650	29.9	3820	36.8	1190	803	67.5
08/15	68	-	-	-	-	-	-	24.5	-	-	-	1213	938	77.3	
08/16	69	-	-	-	-	-	-	24.6	-	-	-	1518	976	64.3	
08/17	70	-	-	-	829	672	0.81	23.9	-	-	-	1578	1287	81.6	
08/18	71	14590	5250	2.8	360	284	0.79	25.6	8530	41.5	2890	45.0	2152	1777	82.6
08/21	74	29450	5250	5.6	1390	1174	0.84	24.0	16180	45.1	-	-	3796	3137	82.6
08/22	75	-	-	-	-	-	-	25.0	-	-	-	3669	2995	81.6	
08/23	76	29450	5250	5.6	-	-	-	25.5	10520	64.3	2990	43.0	4070	3302	81.1
08/24	77	-	-	-	343	268	0.78	24.4	-	-	-	3072	2364	77.0	
08/25	78	19368	7738	2.5	-	-	-	25.5	10520	45.7	4155	46.3	2684	2084	77.6
08/28	81	21120	8438	2.5	1392	1022	0.73	25.0	10360	50.9	4685	44.5	1858	1394	75.0
08/29	82	-	-	-	-	-	-	24.0	-	-	-	1304	1070	82.1	
08/30	83	21120	8438	2.5	-	-	-	23.2	10450	50.5	4630	45.1	1382	1050	76.0

Tableau R2 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Date a/m/d	Temps Jours	Affluent				Réacteur 2									
		DCOt mg/L	DBOt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESv mg/L	MESv/MES	TRH heures	DCOf mg/L	%ENLtf	DBOf mg/L	%ENLtf	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa
09/01	85	-	-	-	-	-	-	24.5	-	-	-	-	2038	1624	79.7
09/05	89	-	-	-	-	-	-	23.6	-	-	-	-	2038	1624	79.7
09/06	90	-	-	-	-	-	-	22.1	-	-	-	-	2168	1858	85.7
09/07	91	-	-	-	334	291	0.87	23.6	-	-	-	-	2508	2182	87.0
09/08	92	9900	4525	2.2	530	470	0.89	25.0	3240	67.3	975	78.5	2158	1855	86.0
09/11	95	8090	3840	2.1	216	186	0.86	22.8	2472	69.4	600	84.4	2062	1796	87.1
09/12	96	-	-	-	-	-	-	23.4	-	-	-	-	2396	2144	89.5
09/13	97	8090	3840	2.1	-	-	-	22.1	1730	78.6	330	91.4	2214	1976	89.3
09/14	98	-	-	-	-	-	-	25.0	-	-	-	-	2178	1930	88.6
09/15	99	8090	3840	2.1	-	-	-	24.6	3170	60.8	570	85.2	2176	1896	87.1
09/18	102	8420	3700	2.3	301	268	0.89	23.6	3268	61.2	560	84.9	2008	1746	87.0
09/19	103	-	-	-	-	-	-	23.2	-	-	-	-	2656	2332	87.8
09/20	104	8420	3700	2.3	-	-	-	28.4	2416	71.3	-	-	2750	2300	83.6
09/21	105	-	-	-	-	-	-	24.5	-	-	-	-	2742	2374	86.6
09/22	106	8630	4190	2.1	498	416	0.84	23.6	2024	76.5	520	87.6	2106	1776	84.3
09/25	109	8700	4464	1.9	478	418	0.87	24.5	2404	72.4	760	83.0	2502	2128	85.1
09/26	110	-	-	-	-	-	-	23.8	-	-	-	-	2536	2198	86.7
09/27	111	-	4464	-	-	-	-	24.8	-	-	463	89.6	2182	1906	87.4
09/28	112	-	-	-	-	-	-	24.8	-	-	-	-	1908	1638	85.8
09/29	113	8110	3715	2.2	-	-	-	23.7	1812	77.7	437	88.2	2058	-	-
10/02	116	9360	3870	2.4	1629	1480	0.91	23.6	2252	75.9	375	90.3	2072	1790	86.4
10/03	117	-	-	-	-	-	-	23.8	-	-	-	-	2356	2060	87.4
10/04	118	6850	3230	2.1	588	502	0.85	25.0	2072	69.8	370	88.5	2122	1828	86.1
10/05	119	-	-	-	526	472	0.90	23.6	-	-	-	-	1782	1554	87.2
10/06	120	5490	3075	1.8	165	-	-	24.7	1656	69.8	495	83.9	1360	-	-
10/09	123	14400	5825	-	1396	1155	0.83	24.3	3356	76.7	885	84.8	2332	1908	81.8
10/10	124	-	-	-	854	702	0.82	24.0	-	-	-	-	3712	2968	80.0
10/11	125	13920	5580	2.5	1478	1192	0.81	24.4	5500	60.5	1625	70.9	3672	3008	81.9
10/12	126	-	-	-	999	816	0.82	24.3	-	-	-	-	3404	2852	83.8
10/13	127	16100	6900	2.3	1054	865	0.82	36.2	6272	61.0	2250	67.4	3570	2828	79.2
10/16	130	16720	6950	2.4	1529	1267	0.83	-	-	-	-	-	-	-	-
Min.		5490	3075	1.5	134	90	0.67	22.1	1656	3.1	330	33.2	587	380	61.4
Max.		29450	8438	5.6	3263	2801	0.91	36.2	16180	80.0	4685	91.4	4070	3302	89.5
Moyenne		14228	5419	2.6	836	716	0.81	24.4	6613	54.4	2226	62.7	2278	1898	80.8
Médiane		13305	5580	2.4	665	610	0.85	24.3	7205	53.9	2343	62.4	2180	1908	82.6

DCOt : DCO totale

DBOt : DBO totale

Ct/Bt : DCOt/DBOt

MES : Matières en suspension

MESv : Matières volatiles en suspension

TRH : Temps de rétention hydraulique

DCOf : DCO filtrée

DBOf : DBO filtrée

%ENL : Enlèvement en %

%ENLtf : (DCOt - DCOf)\*100/DCOt ou (DBOt - DBOf)\*100/DBOt

Xa : SSLM dans le réacteur

Xva : SSVLM dans le réacteur

Tableau R3 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Date a/m/d	Temps Jours	Affluent						Réacteur 3							
		DCOt mg/L	DBOt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESv mg/L	MESv/MES	TRH heures	DCOf mg/L	XENLtf mg/L	DBOf mg/L	XENLtf mg/L	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa
06/12	4	10530	-	-	-	-	-	119.1	-	-	-	-	3946	2866	72.6
06/13	5	10530	-	-	-	-	-	108.7	-	-	-	-	5894	4252	72.1
06/14	6	10530	-	-	-	-	-	125.0	-	-	-	-	4674	3480	74.5
06/15	7	10530	-	-	-	-	-	104.2	-	-	-	-	5758	4194	72.8
06/16	8	10530	-	-	-	-	-	96.2	-	-	-	-	-	-	-
06/19	11	10530	-	-	-	-	-	94.0	-	-	-	-	2684	1980	73.8
06/20	12	10530	-	-	-	-	-	92.0	-	-	-	-	4532	3300	72.8
06/22	14	10530	-	-	-	-	-	90.9	-	-	-	-	3792	2844	75.0
06/23	15	10530	-	-	-	-	-	92.0	-	-	-	-	3524	2710	76.9
06/26	18	15100	-	-	-	-	-	89.0	-	-	-	-	3188	2346	73.6
06/27	19	15100	-	-	-	-	-	72.0	-	-	-	-	2894	2266	78.3
06/28	20	12905	-	-	-	-	-	75.0	-	-	-	-	2964	2380	80.3
06/29	21	12905	-	-	-	-	-	60.0	-	-	-	-	2382	1854	77.8
06/30	22	12905	-	-	-	-	-	62.5	-	-	-	-	3050	2468	80.9
07/03	25	14560	-	-	-	-	-	47.0	-	-	-	-	3774	3130	82.9
07/04	26	9760	-	-	-	-	-	48.4	-	-	-	-	3824	3242	84.8
07/05	27	15100	-	-	845	725	0.86	47.0	-	-	-	-	4084	3452	84.5
07/06	28	13020	-	-	1072	916	0.85	47.0	12310	5.5	-	-	4290	3425	79.8
07/10	32	29100	6675	4.4	632	534	0.84	48.0	7690	73.6	-	-	4195	3418	81.5
07/12	34	29100	6675	4.4	-	-	-	47.6	4660	84.0	1475	77.9	4380	3338	76.2
07/13	35	15460	6675	2.3	1474	1250	0.85	48.3	6520	57.8	1780	73.3	4058	2978	73.4
07/14	36	16370	-	-	770	668	0.87	48.0	6380	61.0	-	-	3123	2270	72.7
07/17	39	13280	5610	2.4	698	610	0.87	49.0	6790	48.9	3000	46.5	3228	2715	84.1
07/18	40	-	-	-	-	-	-	47.6	-	-	-	-	3118	2483	79.6
07/19	41	13480	5543	2.4	1176	1054	0.90	49.0	6130	54.5	2157	61.1	3380	2765	81.8
07/20	42	-	-	-	590	511	0.87	50.0	-	-	-	-	2638	2158	81.8
07/21	43	12930	6675	1.9	1560	1328	0.85	48.0	5690	56.0	1798	73.1	2390	1988	83.2
07/24	46	10270	6675	1.5	1060	896	0.85	47.6	5960	42.0	1464	78.1	2360	1898	80.4
07/26	48	12780	4806	2.7	-	-	-	49.0	5430	57.5	1515	68.5	2505	2045	81.6
07/28	50	13330	5640	2.4	445	318	0.71	47.2	5820	56.3	1625	71.2	1406	-	-
07/31	53	13110	5730	2.3	173	116	0.67	48.1	7320	44.2	2538	55.7	2460	1785	72.6
08/02	55	13110	5730	2.3	-	-	-	48.0	5850	55.4	3050	46.8	1666	1212	72.7
08/04	57	13580	5700	2.4	134	90	0.67	47.2	8990	33.8	3440	39.6	1402	966	68.9
08/07	60	16260	6045	2.7	323	215	0.67	47.7	10340	36.4	3770	37.6	666	426	64.0
08/08	61	-	-	-	-	-	-	47.3	-	-	-	-	632	444	70.3
08/09	62	16260	6045	2.7	-	-	-	47.1	9250	43.1	3460	42.8	902	666	73.8
08/10	63	-	-	-	432	338	0.78	47.8	-	-	-	-	877	612	69.8
08/11	64	12340	6045	2.0	3263	2801	0.86	48.1	8730	29.3	3390	43.9	1540	1045	67.9
08/15	68	-	-	-	-	-	-	46.3	-	-	-	-	2318	1950	84.1
08/16	69	-	-	-	-	-	-	46.6	-	-	-	-	2536	2024	79.8
08/17	70	-	-	-	829	672	0.81	46.8	-	-	-	-	2551	2093	82.0
08/18	71	14590	5250	2.8	360	284	0.79	46.5	7210	50.6	1800	65.7	2632	2105	80.0
08/21	74	29450	5250	5.6	1390	1174	0.84	47.2	5840	80.2	1363	74.0	3204	2582	80.6
08/22	75	-	-	-	-	-	-	47.2	-	-	-	-	4534	3718	82.0
08/23	76	29450	5250	5.6	-	-	-	47.2	-	-	-	-	4304	3494	81.2
08/24	77	-	-	-	343	268	0.78	47.2	-	-	-	-	3608	2908	80.6
08/25	78	19368	7738	2.5	-	-	-	48.0	6030	68.9	1188	84.6	3536	2794	79.0
08/28	81	21120	8438	2.5	1392	1022	0.73	49.0	3640	82.8	1074	87.3	4230	3318	78.4
08/29	82	-	-	-	-	-	-	46.3	-	-	-	-	4378	3470	79.3

Tableau R3 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent.

Date a/m/d	Temps Jours	Affluent					TRH heures	Réacteur 3							
		DCOt mg/L	DBOt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESv mg/L		DCOf mg/L	XENLtf %	DBOf mg/L	XENLtf %	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa	
08/30	83	21120	8438	2.5	-	-	46.3	5030	76.2	1700	79.9	3586	2988	83.3	
09/01	85	-	-	-	-	-	46.3	-	-	-	-	2406	1874	77.9	
09/05	89	-	-	-	-	-	48.1	-	-	-	-	2406	1874	77.9	
09/06	90	-	-	-	-	-	48.6	-	-	-	-	2124	1714	80.7	
09/07	91	-	-	-	334	291	0.87	48.4	-	-	-	2152	1844	85.7	
09/08	92	9900	4525	2.2	530	470	0.89	48.8	2860	71.1	629	86.1	2340	1820	77.8
09/11	95	8090	3840	2.1	216	186	0.86	46.9	1952	75.9	400	89.6	2380	2090	87.8
09/12	96	-	-	-	-	-	46.3	-	-	-	-	2792	2418	86.6	
09/13	97	8090	3840	2.1	-	-	-	37.7	2448	69.7	630	83.6	2550	2160	84.7
09/14	98	-	-	-	216	190	0.88	47.8	-	-	-	-	2472	-	-
09/15	99	8090	3840	2.1	-	-	-	48.3	1842	77.2	380	90.1	2958	2376	80.3
09/18	102	8420	3700	2.3	301	268	0.89	47.8	3340	60.3	330	91.1	2250	1910	84.9
09/19	103	-	-	-	-	-	-	47.8	-	-	-	-	2692	2246	83.4
09/20	104	8420	3700	2.3	-	-	-	48.7	1948	76.9	-	-	2752	2242	81.5
09/21	105	-	-	-	-	-	-	49.7	-	-	-	-	2622	2236	85.3
09/22	106	8630	4190	2.1	498	416	0.84	46.7	1382	84.0	373	91.1	2486	2130	85.7
09/25	109	8700	4464	1.9	478	418	0.87	47.2	2176	75.0	547	87.7	2558	2116	82.7
09/26	110	-	-	-	-	-	-	44.6	-	-	-	-	2764	2244	81.2
09/27	111	-	4464	-	-	-	-	45.5	-	-	995	77.7	2482	2054	82.8
09/28	112	-	-	-	-	-	-	47.2	-	-	-	-	2302	1870	81.2
09/29	113	8110	3715	2.2	-	-	-	49.1	1736	78.6	377	89.9	2360	-	-
10/02	116	9360	3870	2.4	1629	1480	0.91	48.7	1816	80.6	345	91.1	2040	1666	81.7
10/03	117	-	-	-	-	-	-	47.2	-	-	-	-	2194	1856	84.6
10/04	118	6850	3230	2.1	588	502	0.85	50.0	1990	70.9	330	39.3	1996	1720	86.2
10/05	119	-	-	-	526	472	0.90	49.7	-	-	-	-	1930	1504	77.9
10/06	120	5490	3075	1.3	165	-	0.00	48.9	1486	72.9	330	89.3	1850	-	-
10/09	123	14400	5825	2.5	1396	1155	0.83	46.3	2100	85.4	323	94.5	2170	-	-
10/10	124	-	-	-	854	702	0.82	47.2	-	-	-	-	3336	2830	84.8
10/11	125	13920	5580	2.5	1478	1192	0.81	46.3	4310	69.0	1040	81.4	3714	3234	87.1
10/12	126	-	-	-	999	816	0.82	47.7	-	-	-	-	3688	3136	85.0
10/13	127	16100	6900	2.3	1054	865	0.82	49.2	3824	76.2	975	85.9	4190	3452	82.4
10/16	130	16720	6950	2.4	1529	1267	0.83	-	-	-	-	-	-	-	-
Min.		5490	3075	1.5	134	90	0.67	37.7	1382	5.5	323	37.6	632	426	64.0
Max.		29450	8438	5.6	3263	2801	0.91	50.0	12310	85.4	3770	94.5	4534	3718	87.8
Moyenne		14228	5419	2.6	836	716	0.81	47.5	5102	63.1	1469	74.0	2747	2271	80.3
Médiane		13305	5580	2.4	665	610	0.85	47.7	5560	69.4	1363	78.1	2551	2158	81.5

DCOt : DCO totale

DBOt : DBO totale

Ct/Bt : DCOt/DBOt

MES : Matières en suspension

MESv : Matières volatiles en suspension

TRH : Temps de rétention hydraulique

DCOf : DCO filtrée

DBOf : DBO filtrée

XENL : Enlèvement en %

XENLtf : (DCOt - DCOf)\*100/DCOt ou (DBOt - DBOf)\*100/DBOt

Xa : SSLM dans le réacteur

Tableau R3 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Affluent								Réacteur 3							
Date a/m/d	Temps Jours	DCOt mg/L	DBOt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESv mg/L	MESv/MES	TRH	DCOf heures	XENLtf mg/L	DBOf mg/L	XENLtf mg/L	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa

Xva : SSVLM dans le réacteur

Tableau R4 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Date a/m/d	Temps Jours	Affluent						Récateur 4							
		DCDt mg/L	DBDt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESv mg/L	MESv/MES	TRH heures	DCOf mg/L	XENLtf mg/L	DBOf mg/L	XENLtf mg/L	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa
06/12	4	10530	-	-	-	-	-	108.7	-	-	-	5424	4092	75.4	
06/13	5	10530	-	-	-	-	-	104.2	-	-	-	5508	4128	74.9	
06/14	6	10530	-	-	-	-	-	108.7	-	-	-	4422	3436	77.7	
06/15	7	10530	-	-	-	-	-	86.2	-	-	-	5404	4060	75.1	
06/16	8	10530	-	-	-	-	-	90.3	-	-	-	-	-	-	
06/19	11	10530	-	-	-	-	-	85.0	-	-	-	3442	2630	76.4	
06/20	12	10530	-	-	-	-	-	90.0	-	-	-	4174	3250	77.9	
06/22	14	10530	-	-	-	-	-	95.2	-	-	-	3766	2886	76.6	
06/23	15	10530	-	-	-	-	-	78.6	-	-	-	3942	2926	74.2	
06/26	18	15100	-	-	-	-	-	73.5	-	-	-	2918	2222	76.1	
06/27	19	15100	-	-	-	-	-	72.0	-	-	-	2862	2360	82.5	
06/28	20	12905	-	-	-	-	-	73.0	-	-	-	2938	2348	79.9	
06/29	21	12905	-	-	-	-	-	71.4	-	-	-	3348	2672	79.8	
06/30	22	12905	-	-	-	-	-	74.0	-	-	-	3050	2498	81.9	
07/03	25	14560	-	-	-	-	-	71.4	-	-	-	3564	2886	81.0	
07/04	26	9760	-	-	-	-	-	71.4	-	-	-	3530	2900	82.2	
07/05	27	15100	-	-	845	725	0.86	71.4	-	-	-	3476	2998	86.2	
07/06	28	13020	-	-	1072	916	0.85	71.4	7110	45.4	-	-	3668	3000	81.8
07/10	32	29100	6675	4.36	632	534	0.84	69.0	4520	84.5	-	-	3673	3048	83.0
07/12	34	29100	6675	4.36	-	-	-	71.4	4220	85.5	1013	84.8	3123	2403	76.9
07/13	35	15460	6675	2.32	1474	1250	0.85	73.5	4720	69.5	1000	85.0	4360	3673	84.2
07/14	36	16370	-	-	770	668	0.87	71.4	4480	72.6	-	-	3395	2723	80.2
07/17	39	13280	5610	2.37	698	610	0.87	71.4	6780	48.9	3410	39.2	3253	2695	82.8
07/18	40	-	-	-	-	-	-	69.4	-	-	-	2595	2200	84.8	
07/19	41	13480	5543	2.43	1176	1054	0.90	73.5	6230	53.8	2368	57.3	2308	1943	84.2
07/20	42	-	-	-	-	-	-	73.5	-	-	-	2390	2075	86.8	
07/21	43	12930	6675	1.94	1560	1328	0.85	73.5	5630	56.5	1857	72.2	3163	2680	84.7
07/24	46	10270	6675	1.54	1060	896	0.85	76.4	5950	42.1	1263	81.1	1773	1643	92.7
07/26	48	12780	4806	2.66	-	-	-	72.3	5320	58.4	1221	74.6	2515	2140	85.1
07/28	50	13330	5640	2.36	445	318	0.71	73.8	5500	58.7	1250	77.8	2124	-	-
07/31	53	13110	5730	2.29	173	116	0.67	73.5	4630	64.7	1100	80.8	3430	2603	75.9
08/02	55	13110	5730	2.29	-	-	-	71.4	8600	34.4	1700	70.3	2506	1946	77.7
08/04	57	13580	5700	2.38	134	90	0.67	75.0	6050	55.4	1450	74.6	2418	1918	79.3
08/07	60	16260	6045	2.69	323	215	0.67	72.9	3910	76.0	1050	82.6	2331	1846	79.2
08/08	61	-	-	-	-	-	-	72.3	-	-	-	945	788	83.4	
08/09	62	16260	6045	2.69	-	-	-	71.4	4690	71.2	1263	79.1	2109	1749	82.9
08/10	63	-	-	-	432	338	0.78	75.1	-	-	-	-	1821	1458	80.1
08/11	64	12340	6045	2.04	3263	2801	0.86	78.1	6290	49.0	1125	81.4	1530	1245	81.4
08/15	68	-	-	-	-	-	-	72.7	-	-	-	-	2734	2235	81.7
08/16	69	-	-	-	-	-	-	73.9	-	-	-	-	2404	2078	86.4
08/17	70	-	-	-	829	672	0.81	75.0	-	-	-	-	2070	1596	77.1
08/18	71	14590	5250	2.78	360	284	0.79	73.9	7620	47.8	925	82.4	2074	1584	76.4
08/21	74	29450	5250	5.61	1390	1174	0.84	75.7	5160	82.5	1213	76.9	3124	2534	81.1
08/22	75	-	-	-	-	-	-	75.7	-	-	-	-	4008	3212	80.1
08/23	76	29450	5250	5.61	-	-	-	71.6	6240	78.8	1330	74.7	4062	3276	80.6
08/24	77	-	-	-	343	268	0.78	72.7	-	-	-	-	3568	2842	79.7
08/25	78	19368	7738	2.50	-	-	-	73.0	8060	58.4	1282	83.4	3380	2644	78.2
08/28	81	21120	8438	2.50	1392	1022	0.73	72.0	4350	79.4	1163	86.2	4004	3026	75.6
08/29	82	-	-	-	-	-	-	71.4	-	-	-	-	4444	3586	80.7
08/30	83	21120	8438	2.50	-	-	-	71.4	4170	80.3	115	98.6	4020	3178	79.1

Tableau R4 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Date a/m/d	Temps Jours	Affluent						Récateur 4							
		DCOt mg/L	DBOt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESV mg/L	MESV/MES	TRH heures	DCOf mg/L	XENLtf	DBOf mg/L	XENLtf	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa
09/01	85	-	-	-	-	-	-	71.0	-	-	-	-	2352	1962	83.4
09/05	89	-	-	-	-	-	-	70.1	-	-	-	-	2352	1962	83.4
09/06	90	-	-	-	-	-	-	62.2	-	-	-	-	2720	2208	81.2
09/07	91	-	-	-	334	291	0.87	77.4	-	-	-	-	2564	2220	86.6
09/08	92	9900	4525	2.19	530	470	0.89	71.4	2364	76.1	474	89.5	2523	2033	80.6
09/11	95	8090	3840	2.11	216	186	0.86	75.7	2028	74.9	330	91.4	2346	1974	84.1
09/12	96	-	-	-	-	-	-	72.1	-	-	-	-	2428	2088	86.0
09/13	97	8090	3840	2.11	-	-	-	68.9	1870	76.9	260	93.2	2152	1854	86.2
09/14	98	-	-	-	216	190	0.88	75.5	-	-	-	-	2258	1894	83.9
09/15	99	8090	3840	2.11	-	-	-	75.0	1508	81.4	170	95.6	2184	1842	84.3
09/18	102	8420	3700	2.28	301	268	0.89	75.5	2076	75.3	105	97.2	2350	1984	84.4
09/19	103	-	-	-	-	-	-	73.5	-	-	-	-	2676	2300	85.9
09/20	104	8420	3700	2.28	-	-	-	75.7	-	-	-	-	2768	2370	85.6
09/21	105	-	-	-	-	-	-	72.8	-	-	-	-	2810	2192	78.0
09/22	106	8630	4190	2.06	498	416	0.84	70.0	1058	87.7	100	97.6	2352	1898	80.7
09/25	109	8700	4464	1.95	478	418	0.87	74.2	1124	87.1	110	97.5	2572	2228	86.6
09/26	110	-	-	-	-	-	-	73.5	-	-	-	-	2618	2238	85.5
09/27	111	-	4464	-	-	-	-	78.1	-	-	100	97.8	2366	1928	81.5
09/28	112	-	-	-	-	-	-	70.4	-	-	-	-	2266	1814	80.1
09/29	113	8110	3715	2.18	-	-	-	75.4	1092	86.5	81	97.8	2090	-	-
10/02	116	9360	3870	2.42	1629	1480	0.91	73.0	1252	86.6	120	96.9	2012	1674	83.2
10/03	117	-	-	-	-	-	-	71.4	-	-	-	-	2066	1806	87.4
10/04	118	6850	3230	2.12	588	502	0.85	71.4	1602	76.6	165	94.9	2062	1688	81.9
10/05	119	-	-	-	526	472	0.90	75.4	-	-	-	-	1668	1378	82.6
10/06	120	5490	3075	-	165	-	-	77.5	1180	78.5	125	95.9	1836	-	-
10/09	123	14400	5825	2.47	1396	1155	0.83	70.0	1434	90.0	120	97.9	2088	1730	82.9
10/10	124	-	-	-	854	702	0.82	73.5	-	-	-	-	2704	2264	83.7
10/11	125	13920	5580	2.49	1478	1192	0.81	67.6	3220	76.9	630	88.7	3138	2616	83.4
10/12	126	-	-	-	999	816	0.82	69.4	-	-	-	-	2574	-	-
10/13	127	16100	6900	2.33	1054	865	0.82	69.8	3820	76.3	795	88.5	3366	2790	82.9
10/16	130	16720	6950	2.41	1529	1267	0.83	71.4	4900	70.7	1035	85.1	3616	2996	82.9
Min.		5490	3075	1.54	134	90	0.67	62.2	1058	34.4	81	39.2	945	788	75.6
Max.		29450	8438	5.61	3263	2801	0.91	78.1	8600	90.0	3410	98.6	4444	3673	92.7
Moyenne		14161	5419	2.60	836	716	0.83	72.7	4152	70.3	884	84.7	2734	2276	82.3
Médiane		13195	5580	2.37	665	610	0.85	72.7	4480	76.0	1007	85.1	2568	2214	82.6
10/17	131	-	-	-	1073	877	0.82	70.0	-	-	-	-	4080	3392	83.1
10/18	132	16600	7138	2.3	1626	1352	0.83	70.2	4270	74.3	885	87.6	4048	3438	84.9
10/19	133	-	-	-	1311	1086	0.83	71.8	-	-	-	-	4174	3306	79.2
10/20	134	16440	6713	2.4	1670	1382	0.83	71.4	5060	69.2	1188	82.3	4082	3460	84.8
10/23	137	19160	7200	2.7	1640	1374	0.84	115.0	4948	74.2	1155	84.0	4146	3344	80.7
10/24	138	-	-	-	1060	872	0.82	114.0	-	-	-	-	3864	3224	83.4
10/25	139	15760	7075	2.2	1402	1160	0.83	71.1	-	-	-	-	3718	2948	79.3
10/26	140	-	-	-	1461	1250	0.86	70.9	-	-	-	-	-	-	-
10/27	141	14260	5925	2.4	860	696	0.81	69.8	5888	58.7	1775	70.0	3192	2458	77.0
10/30	144	15340	6175	2.5	1572	1349	0.86	71.4	6030	60.7	1925	68.8	3006	2428	80.8
10/31	145	-	-	-	566	462	0.82	69.6	-	-	-	-	2912	2362	81.1
11/01	146	12420	5453	2.3	973	809	0.83	69.4	8440	32.0	2020	63.0	3226	2442	75.7

Tableau R4 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Date a/m/d	Temps Jours	Affluent				Récateur 4									
		DCOt mg/L	DBOt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESv mg/L	MESv/MES	TRH heures	DCOf mg/L	%ENLtf	DBOf mg/L	%ENLtf	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa
11/02	147	-	-	-	810	678	0.84	74.3	-	-	-	-	2894	2350	81.2
11/03	148	10560	4805	2.2	662	536	0.81	73.5	5110	51.6	1838	61.7	2224	1782	80.1
11/06	151	15920	6413	2.5	5426	4881	0.90	71.4	4750	70.2	1193	81.4	2404	2044	85.0
11/07	152	-	-	-	924	752	0.81	71.1	-	-	-	-	2430	2098	86.3
11/08	153	15080	6163	2.4	1154	944	0.82	68.5	5080	66.3	1363	77.9	2894	2302	79.5
11/09	154	-	-	-	782	642	0.82	71.4	-	-	-	-	2806	-	-
11/10	155	15460	6175	2.5	782	621	0.79	71.4	5960	61.4	1575	74.5	2014	1632	81.0
11/13	158	15640	5500	2.8	854	711	0.83	72.5	6620	57.7	1500	72.7	2040	1620	79.4
11/14	159	-	-	-	647	534	0.83	70.8	-	-	-	-	3112	-	-
11/15	160	15660	5750	2.7	1044	873	0.84	74.6	6940	55.7	2250	60.9	2100	1850	88.1
11/16	161	-	-	-	1527	1289	0.84	72.5	-	-	-	-	2676	-	-
11/17	162	17100	6200	2.8	758	624	0.82	73.2	7140	58.2	2300	62.9	2354	1846	78.4
11/20	165	14700	7100	2.1	793	652	0.82	73.5	7060	52.0	2030	71.4	2734	2134	78.1
11/21	166	-	-	-	712	586	0.82	73.5	-	-	-	-	2438	1978	81.1
11/22	167	13560	7350	1.8	983	808	0.82	71.4	4710	65.3	1275	82.7	2736	2336	85.4
11/23	168	-	-	-	966	798	0.83	74.6	-	-	-	-	3206	2576	80.3
11/24	169	14280	9200	1.6	914	747	0.82	74.6	3730	73.9	788	91.4	2052	1642	80.0
01/07	172	14500	6280	2.3	1253	1047	0.84	72.5	3520	75.7	494	92.1	3238	2530	78.1
11/28	173	-	-	-	788	652	0.83	72.3	-	-	-	-	3226	2540	78.7
11/29	174	13620	6370	2.1	994	826	0.83	72.5	3040	77.7	314	95.1	2812	2222	79.0
11/30	175	-	-	-	867	734	0.85	71.6	-	-	-	-	2758	2254	81.7
12/01	176	13440	6026	2.2	717	586	0.82	70.5	3090	77.0	309	94.9	2660	1972	74.1
12/04	179	13740	7175	1.9	979	830	0.85	78.1	3320	75.8	1230	82.9	2878	2358	81.9
12/05	180	14720	-	-	2448	2020	0.83	71.4	3670	75.1	-	-	3208	2522	78.6
12/06	181	19820	8700	2.3	2176	1551	0.71	71.4	3840	80.6	1410	83.8	3628	3020	83.2
12/08	183	17140	7975	2.1	879	761	0.87	71.4	4680	72.7	1800	77.4	4410	3608	81.8
12/11	186	17060	7900	2.2	1149	988	0.86	73.5	4840	71.6	1738	78.0	4062	3522	86.7
12/13	188	16760	7800	2.1	816	696	0.85	-	-	-	-	-	-	-	-
12/15	190	15920	7325	2.2	792	666	0.84	-	-	-	-	-	-	-	-
Min		10560	4805	1.6	566	462	0.71	68.5	3040	32.0	309	60.9	2014	1620	74.1
Max		19820	9200	2.8	5426	4881	0.90	115.0	8440	80.6	2300	95.1	4410	3608	88.1
Moyenne		15358	6776	2.3	1190	993	0.83	74.0	5072	66.2	1407	78.1	3064	2501	81.2
médiane		15460	6807	2.3	973	808	0.83	71.4	4894	69.7	1410	78.0	2903	2362	80.0

DCOt : DCO totale  
DBOt : DBO totale  
Ct/Bt : DCOt/DBOt  
MES : Matières en suspension  
MESv : Matières volatiles en suspension  
TRH : Temps de rétention hydraulique  
DCOf : DCO filtrée  
DBOf : DBO filtrée  
%ENL : Enlèvement en %  
%ENLtf : (DCOt - DCOf)\*100/DCOt ou (DBOt - DBOf)\*100/DBOt  
Xa : SSLM dans le réacteur  
Xva : SSVLM dans le réacteur

Tableau R7 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Date a/m/d	Temps jours	Affluent						Réacteur 7							
		DCOT mg/L	DBOT mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESv mg/L	MESv/MES	TRH heures	DCOf mg/L	XENLtf mg/L	DBOf mg/L	XENLtf mg/L	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa
10/13	127	16100	6900	2.3	1054	865	0.82	18.3	6350	60.6	2510	63.6	3302	2694	81.6
10/16	130	16720	6950	2.4	1529	1267	0.83	18.0	5540	66.9	1325	80.9	4078	3505	85.9
10/17	131	-	-	-	1073	877	0.82	17.9	-	-	-	-	4554	3840	84.3
10/18	132	16600	7138	2.3	1626	1352	0.83	17.9	4640	72.0	1553	78.2	4234	3714	87.7
10/19	133	-	-	-	1311	1086	0.83	18.3	-	-	-	-	4164	3674	88.2
10/20	134	16440	6713	2.4	1670	1382	0.83	18.5	5780	64.8	1788	73.4	4490	3714	82.7
10/23	137	19160	7200	2.7	1640	1374	0.84	18.8	7220	62.3	1990	72.4	3858	3122	80.9
10/24	138	-	-	-	1060	872	0.82	18.7	-	-	-	-	3160	2530	80.1
10/25	139	15760	7075	2.2	1402	1160	0.83	17.1	8940	43.3	3375	52.3	3130	2528	80.8
10/26	140	-	-	-	1461	1250	0.86	18.9	-	-	-	-	2582	2022	78.3
10/27	141	14260	5925	2.4	860	696	0.81	17.5	8890	37.7	3330	43.8	2246	1758	78.3
10/30	144	15340	6175	2.5	1572	1349	0.86	17.2	8870	42.2	3110	49.6	1964	1502	76.5
10/31	145	-	-	-	566	462	0.82	17.4	-	-	-	-	1922	1482	77.1
11/01	146	12420	5453	2.3	973	809	0.83	17.5	9460	23.8	3285	39.8	2222	1662	74.8
11/02	147	-	-	-	810	678	0.84	18.8	-	-	-	-	1794	1368	76.3
11/03	148	10560	4805	2.2	662	536	0.81	17.6	8640	18.2	3090	35.7	1592	1188	74.6
11/06	151	15920	6413	2.5	5426	4881	0.90	18.0	8300	47.9	2750	57.1	1804	1380	76.5
11/07	152	-	-	-	924	752	0.81	17.9	-	-	-	-	2224	1790	80.5
11/08	153	15080	6163	2.4	1154	944	0.82	18.6	9160	39.3	2865	53.5	3026	2310	76.3
11/09	154	-	-	-	782	642	0.82	17.9	-	-	-	-	2550	1998	78.4
11/10	155	15460	6175	2.5	782	621	0.79	17.5	7580	51.0	2920	52.7	2578	1934	75.0
11/13	158	15640	5500	2.8	854	711	0.83	17.6	8300	46.9	2825	48.6	3533	2658	75.2
11/14	159	-	-	-	647	534	0.83	17.6	-	-	-	-	3256	2520	77.4
11/15	160	15660	5750	2.7	1044	873	0.84	18.5	8690	44.5	3900	32.2	2764	2196	79.5
11/16	161	-	-	-	1527	1289	0.84	17.9	-	-	-	-	3376	2496	73.9
11/17	162	17100	6200	2.8	758	624	0.82	17.3	8400	50.9	3300	46.8	2886	2176	75.4
11/20	165	14700	7100	2.1	793	652	0.82	18.9	10700	27.2	5100	28.2	2264	1806	79.8
11/21	166	-	-	-	712	586	0.82	18.8	-	-	-	-	2324	1834	78.9
11/22	167	13560	7350	1.8	983	808	0.82	18.8	7770	42.7	4700	36.1	2664	2154	80.9
11/23	168	-	-	-	966	798	0.83	18.8	-	-	-	-	2322	1810	78.0
11/24	169	14280	9200	1.6	914	747	0.82	17.7	7370	48.4	3900	57.6	2336	1778	76.1
11/27	172	14500	6280	2.3	1253	1047	0.84	17.6	7840	45.9	2994	52.3	2604	2058	79.0
11/28	173	-	-	-	788	652	0.83	17.7	-	-	-	-	2656	2240	84.3
11/29	174	13620	6370	2.1	994	826	0.83	18.2	6890	49.4	2824	55.7	2736	2312	84.5
11/30	175	-	-	-	867	734	0.85	17.2	-	-	-	-	2828	2284	80.8
12/01	176	13440	6026	2.2	717	586	0.82	17.2	7080	47.3	2894	52.0	2426	1834	75.6
12/04	179	13740	7175	1.9	979	830	0.85	17.7	7590	44.8	3550	50.5	2200	1822	82.8
12/05	180	14720	-	-	2448	2020	0.83	18.1	8210	44.2	-	-	2538	2046	80.6
12/06	181	19820	8700	2.3	2176	1551	0.71	18.2	10730	45.9	5060	41.8	2532	2068	81.7
12/08	183	17140	7975	2.1	879	761	0.87	17.3	11100	35.2	5290	33.7	2400	1900	79.2
12/11	186	17060	7900	2.2	1149	988	0.86	18.1	12340	27.7	5460	30.9	1926	1558	80.9
12/13	188	16760	7800	2.1	816	696	0.85	17.9	11330	32.4	5010	35.8	1608	1236	76.9
12/15	190	15920	7325	2.2	792	666	0.84	18.5	10700	32.8	4235	42.2	1544	1196	77.5
Min		10560	4805	1.6	566	462	0.71	17.1	4640	18.2	1325	28.2	1544	1188	73.9
Max		19820	9200	2.8	5426	4881	0.90	18.9	12340	72.0	5460	80.9	4554	3840	88.2
Moyenne		15430	6776	2.3	1195	996	0.83	18.0	8428	44.7	3390	49.9	2726	2179	79.4
Médiane		15640	6807	2.3	979	809	0.83	17.9	8300	44.8	3198	50.1	2578	2046	79.0

Tableau R7 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Affluent										Réacteur 7					
Date	Temps	DCOt	DBOt	Ct/Bt	MES	MESv	MESv/MES	TRH	DCOf	XENLtf	DBOf	XENLtf	Xa	Xva	Xva/Xa
a/m/d	jours	mg/L	mg/L		mg/L	mg/L		heures	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	
-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----

DCOt : DCO totale

DBOt : DBO totale

Ct/Bt : DCOt/DBOt

MES : Matières en suspension

MESv : Matières volatiles en suspension

TRH : Temps de rétention hydraulique

DCOf : DCO filtrée

DBOf : DBO filtrée

XENL : Enlèvement en %

XENLtf :  $(DCOt - DCOf) * 100 / DCOt$  ou  $(DBOt - DBOf) * 100 / DBOt$

Xa : SSLM dans le réacteur

Xva : SSVLM dans le réacteur

Tableau R8 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Date a/m/d	Temps jours	Affluent						Réacteur 8							
		DCOt mg/L	DBOt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESv mg/L	MESv/MES	TRH heures	DCOf mg/L	XENLtf mg/L	DBOf mg/L	XENLtf mg/L	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa
10/13	127	16100	6900	2.3	1054	865	0.82	36.2	6272	61.0	2250	67.4	3570	2828	79.2
10/16	130	16720	6950	2.4	1529	1267	0.83	35.7	6260	62.6	1725	75.2	3996	3312	82.9
10/17	131	-	-	-	1073	877	0.82	37.3	-	-	-	-	5262	4196	79.7
10/18	132	16600	7138	2.3	1626	1352	0.83	37.3	2850	82.8	859	88.0	4624	3820	82.6
10/19	133	-	-	-	1311	1086	0.83	37.7	-	-	-	-	4164	3428	82.3
10/20	134	16440	6713	2.4	1670	1382	0.83	35.3	5392	67.2	1388	79.3	4548	3708	81.5
10/23	137	19160	7200	2.7	1640	1374	0.84	35.7	6460	66.3	1810	74.9	3762	3126	83.1
10/24	138	-	-	-	1060	872	0.82	37.3	-	-	-	-	4208	3468	82.4
10/25	139	15760	7075	2.2	1402	1160	0.83	37.3	5600	64.5	2000	71.7	4424	3438	77.7
10/26	140	-	-	-	1461	1250	0.86	37.7	-	-	-	-	3494	2886	82.6
10/27	141	14260	5925	2.4	860	696	0.81	35.3	5890	58.7	1913	67.7	3816	2950	77.3
10/30	144	15340	6175	2.5	1572	1349	0.86	36.8	5560	63.8	1725	72.1	3222	2662	82.6
10/31	145	-	-	-	566	462	0.82	36.3	-	-	-	-	4016	3360	83.7
11/01	146	12420	5453	2.3	973	809	0.83	37.3	8270	33.4	1920	64.8	3876	3040	78.4
11/02	147	-	-	-	810	678	0.84	37.3	-	-	-	-	3622	2876	79.4
11/03	148	10560	4805	2.2	662	536	0.81	36.9	5080	51.9	1913	60.2	3454	2744	79.4
11/06	151	15920	6413	2.5	5426	4881	0.90	38.5	5080	68.1	1438	77.6	3000	2452	81.7
11/07	152	-	-	-	924	752	0.81	36.6	-	-	-	-	3794	3178	83.8
11/08	153	15080	6163	2.4	1154	944	0.82	36.9	7600	49.6	1388	77.5	4142	3282	79.2
11/09	154	-	-	-	782	642	0.82	37.9	-	-	-	-	3630	-	-
11/10	155	15460	6175	2.5	782	621	0.79	35.3	5410	65.0	1738	71.9	3538	2798	79.1
11/13	158	15640	5500	2.8	854	711	0.83	36.0	5660	63.8	1600	70.9	3306	2726	82.5
11/14	159	-	-	-	647	534	0.83	34.9	-	-	-	-	3746	-	-
11/15	160	15660	5750	2.7	1044	873	0.84	37.3	9950	36.5	2300	60.0	3312	2734	82.5
11/16	161	-	-	-	1527	1289	0.84	35.2	-	-	-	-	3540	-	-
11/17	162	17100	6200	2.8	758	624	0.82	35.3	6860	59.9	2600	58.1	3760	2996	79.7
11/20	165	14700	7100	2.1	793	652	0.82	37.1	7600	48.3	3400	52.1	3610	2938	81.4
11/21	166	-	-	-	712	586	0.82	35.1	-	-	-	-	3278	2612	79.7
11/22	167	13560	7350	1.8	983	808	0.82	37.0	5850	56.9	3150	57.1	2762	2302	83.3
11/23	168	-	-	-	966	798	0.83	36.8	-	-	-	-	2960	2364	79.9
11/24	169	14280	9200	1.6	914	747	0.82	36.8	6330	55.7	3000	67.4	2858	2288	80.1
11/27	172	14500	6280	2.3	1253	1047	0.84	35.7	7310	49.6	2344	62.7	2362	1858	78.7
11/28	173	-	-	-	788	652	0.83	36.9	-	-	-	-	1992	1634	82.0
11/29	174	13620	6370	2.1	994	826	0.83	35.7	6300	53.7	2074	67.4	1756	1498	85.3
11/30	175	-	-	-	867	734	0.85	37.3	-	-	-	-	2324	1806	77.7
12/01	176	13440	6026	2.2	717	586	0.82	35.7	6040	55.1	1824	69.7	2474	1874	75.7
12/04	179	13740	7175	1.9	979	830	0.85	36.2	6040	56.0	3350	53.3	2256	1790	79.3
12/05	180	14720	-	-	2448	2020	0.83	36.0	6540	55.6	-	-	2432	1936	79.6
12/06	181	19820	8700	2.3	2176	1551	0.71	35.2	6570	66.9	3050	64.9	2806	2214	78.9
12/08	183	17140	7975	2.1	879	761	0.87	35.3	9440	44.9	4580	42.6	2754	2136	77.6
12/11	186	17060	7900	2.2	1149	988	0.86	37.1	9800	42.6	4470	43.4	2146	1718	80.1
12/13	188	16760	7800	2.1	816	696	0.85	36.8	9830	41.3	4150	46.8	2232	1560	69.9
12/15	190	15920	7325	2.3	792	666	0.84	36.8	9160	42.5	3445	53.0	1806	1370	75.9
Min		10560	4805	1.6	566	462	0.71	34.9	2850	33.4	859	42.6	1756	1370	69.9
Max		19820	9200	2.8	5426	4881	0.90	38.5	9950	82.8	4580	88.0	5262	4196	85.3
Moyenne		15430	6776	2.3	1195	996	0.83	36.5	6724	56.0	2407	64.9	3317	2648	80.2
Médiane		15640	6807	2.3	979	809	0.83	36.8	6300	56.0	2037	67.4	3494	2739	79.8

Tableau R8 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Date a/m/d	Temps jours	DCOt mg/L	DBOt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESv mg/L	MESv/MES	TRH heures	DCOf mg/L	XENLtf %	DBOf mg/L	XENLtf %	Réacteur 8		
													Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa

DCOt : DCO totale

DBOt : DBO totale

Ct/Bt : DCOt/DBOt

MES : Matières en suspension

MESv : Matières volatiles en suspension

TRH : Temps de rétention hydraulique

DCOf : DCO filtrée

DBOf : DBO filtrée

XENL : Enlèvement en %

XENLtf : (DCOt - DCOf)\*100/DCOt ou (DBOt - DBOf)\*100/DBOt

Xa : SSLM dans le réacteur

Xva : SSVLM dans le réacteur

Tableau R9 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent

Date a/m/d	Temps jours	Affluent						Réacteur 9							
		DCOt mg/L	DBOt mg/L	Ct/Bt	MES mg/L	MESv mg/L	MESv/MES	TRH heures	DCOf mg/L	%ENLtf	DBOf mg/L	%ENLtf	Xa mg/L	Xva mg/L	Xva/Xa
10/13	127	16100	6900	2.3	1054	865	0.82	49.2	3824	76.2	975	85.9	4190	3452	82.4
10/16	130	16720	6950	2.4	1529	1267	0.83	59.5	4355	74.0	1155	83.4	4686	4032	86.0
10/17	131	-	-	-	1073	877	0.82	62.5	-	-	-	-	5562	4456	80.1
10/18	132	16600	7138	2.3	1626	1352	0.83	62.5	1345	78.2	1039	85.4	5050	3946	78.1
10/19	133	-	-	-	1311	1086	0.83	60.1	-	-	-	-	5202	4306	82.8
10/20	134	16440	6713	2.4	1670	1382	0.83	62.5	3556	78.4	795	88.2	5442	4614	84.8
10/23	137	19160	7200	2.7	1640	1374	0.84	75.6	4128	78.5	1035	85.6	5336	4428	83.0
10/24	138	-	-	-	1060	872	0.82	95.5	-	-	-	-	5398	4550	84.3
10/25	139	15760	7075	2.2	1402	1160	0.83	52.7	-	-	-	-	5168	4048	78.3
10/26	140	-	-	-	1461	1250	0.86	58.8	-	-	-	-	4992	3784	75.8
10/27	141	14260	5925	2.4	860	696	0.81	58.8	5112	64.2	1775	70.0	3860	2990	77.5
10/30	144	15340	6175	2.5	1572	1349	0.86	61.7	6030	60.7	1875	69.6	3708	2914	78.6
10/31	145	-	-	-	566	462	0.82	60.4	-	-	-	-	3572	2912	81.5
11/01	146	12420	5453	2.3	973	809	0.83	60.4	8450	32.0	1900	65.2	3712	2990	80.5
11/02	147	-	-	-	810	678	0.84	60.2	-	-	-	-	3378	2668	79.0
11/03	148	10560	4805	2.2	662	536	0.81	60.9	4950	53.1	1763	63.3	3096	2434	78.6
11/06	151	15920	6413	2.5	5426	4881	0.90	60.9	5590	64.9	1613	74.8	3000	2524	84.1
11/07	152	-	-	-	924	752	0.81	60.9	-	-	-	-	3288	2614	79.5
11/08	153	15080	6163	2.4	1154	944	0.82	60.0	8590	43.0	2840	53.9	3782	3000	79.3
11/09	154	-	-	-	782	642	0.82	-	-	-	-	-	3566	2774	77.8
11/10	155	15460	6175	2.5	782	621	0.79	60.6	6080	60.7	-	-	2650	2042	77.1
11/13	158	15640	5500	2.8	854	711	0.83	60.0	6050	61.3	1825	66.8	3666	2774	75.7
11/14	159	-	-	-	647	534	0.83	-	-	-	-	-	2324	1974	84.9
11/15	160	15660	5750	2.7	1044	873	0.84	59.7	11140	28.9	2500	56.5	2648	2186	82.6
11/16	161	-	-	-	1527	1289	0.84	-	-	-	-	-	2608	2264	86.8
11/17	162	17100	6200	2.8	758	624	0.82	62.0	8310	51.4	3100	50.0	2394	1924	80.4
11/20	165	14700	7100	2.1	793	652	0.82	58.8	9190	37.5	4380	38.3	2498	2002	80.1
11/21	166	-	-	-	712	586	0.82	58.8	-	-	-	-	2322	1930	83.1
11/22	167	13560	7350	1.8	983	808	0.82	63.3	7630	43.7	-	-	2148	1798	83.7
11/23	168	-	-	-	966	798	0.83	57.4	-	-	-	-	2066	1614	78.1
11/24	169	14280	9200	1.6	914	747	0.82	59.2	8130	43.1	4400	52.2	1884	1456	77.3
11/27	172	14500	6280	2.3	1253	1047	0.84	60.2	8240	43.2	2844	54.7	1780	1348	75.7
11/28	173	-	-	-	788	652	0.83	60.5	-	-	-	-	1542	1226	79.5
11/29	174	13620	6370	2.1	994	826	0.83	61.7	6990	48.7	2294	64.0	1614	1262	78.2
11/30	175	-	-	-	867	734	0.85	58.1	-	-	-	-	1560	1116	71.5
12/01	176	13440	6026	2.2	717	586	0.82	60.0	8030	40.3	2958	50.9	1386	992	71.6
12/04	179	13740	7175	1.9	979	830	0.85	59.7	7900	42.5	3650	49.1	1356	1062	78.3
12/05	180	14720	-	-	2448	2020	0.83	60.2	8680	41.0	-	-	1208	978	81.0
12/06	181	19820	8700	2.3	2176	1551	0.71	61.0	9130	53.9	4250	51.1	1652	1406	85.1
12/08	183	17140	7975	2.1	879	761	0.87	60.1	10330	39.7	4580	42.6	2048	1602	78.2
12/11	186	17060	7900	2.2	1149	988	0.86	60.8	11110	34.9	4600	41.8	1592	1322	83.0
12/13	188	16760	7800	2.1	816	696	0.85	61.0	10000	40.3	4850	37.8	2058	1612	78.3
12/15	190	15920	7325	2.2	792	666	0.84	58.8	9950	37.5	3840	47.6	2322	1932	83.2
Min		10560	4805	1.6	566	462	0.71	49.2	1345	28.9	795	37.8	1208	978	71.5
Max		19820	9200	2.8	5426	4881	0.90	95.5	11140	78.5	4850	88.2	5562	4614	86.8
Moyenne		15430	6776	2.3	1195	996	0.83	61.1	7244	51.8	2673	61.2	3100	2494	80.1
Médiane		15640	6807	2.3	979	809	0.83	60.2	7965	46.2	2500	56.5	2650	2264	79.5

Tableau R9 - Conditions d'opération et résultats pour déterminer les paramètres de la cinétique du traitement biologique d'effluent.

Affluent										Réacteur 9					
Date	Temps	DCOt	DBOt	Ct/Bt	MES	MESv	MESv/MES	TRH	DCOf	%ENLtf	DBOf	%ENLtf	Xa	Xva	Xva/Xa
a/m/d	jours	mg/L	mg/L		mg/L	mg/L		heures	mg/L		mg/L		mg/L	mg/L	
-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----

DCOt : DCO totale

Ct/Bt : DCOt/DBOt

MES : Matières en suspension

MESv : Matières volatiles en suspension

TRH : Temps de rétention hydraulique

DCOf : DCO filtrée

DBOf : DBO filtrée

%ENL : Enlèvement en %

%ENLtf : (DCOt - DCOf)\*100/DCOt ou (DBOt - DBOf)\*100/DBOt

Xa : SSLM dans le réacteur

Xva : SSVLM dans le réacteur

## **ANNEXE II**

**FIGURES (1 À 9) ILLUSTRANT LES CONDITIONS D'OPÉRATION  
ET LES RÉSULTATS D'EFFICACITÉ OBTENUS POUR CHACUN  
DES RÉACTEURS NOS 1-4 ET 7-9**

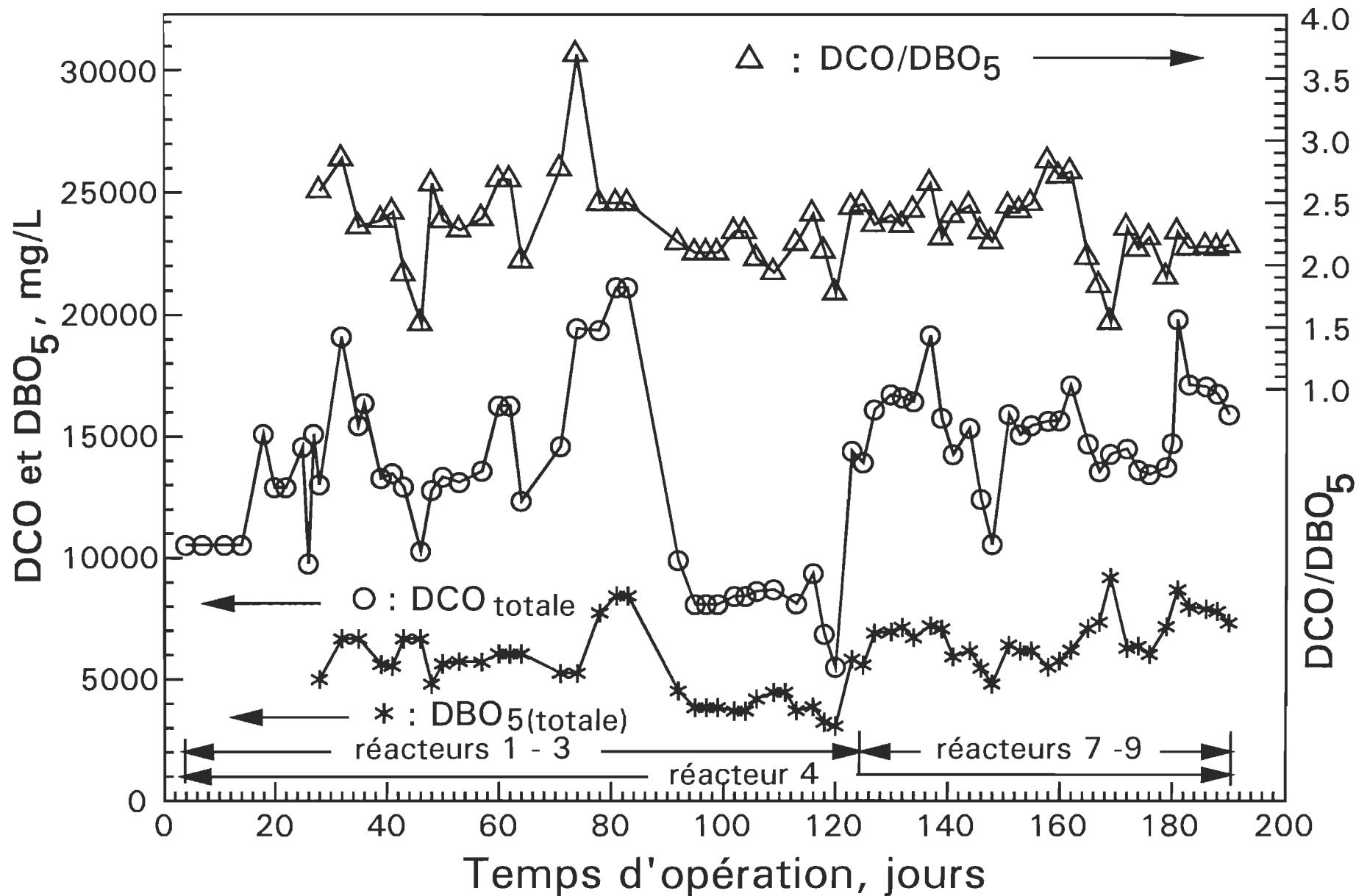


Fig. 1 Réacteurs 1 - 4 et 7 - 9 : DCO, DBO<sub>5</sub> et DCO/DBO<sub>5</sub> à l'affluent en fonction du temps d'opération

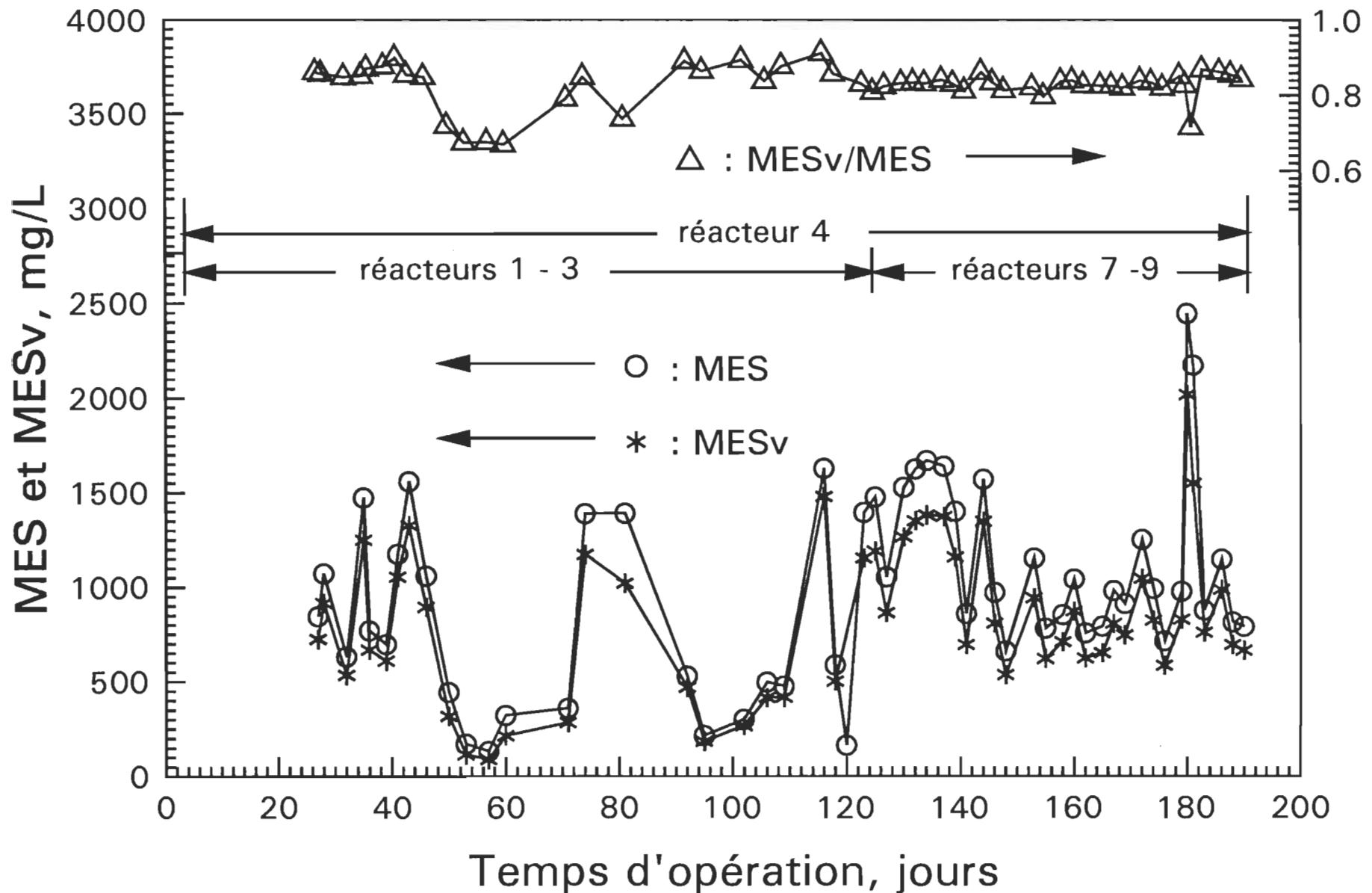


Fig. 2 Réacteurs 1 - 4 et 7 - 9 : MES, MESv et MESv/MES à l'affluent en fonction du temps d'opération

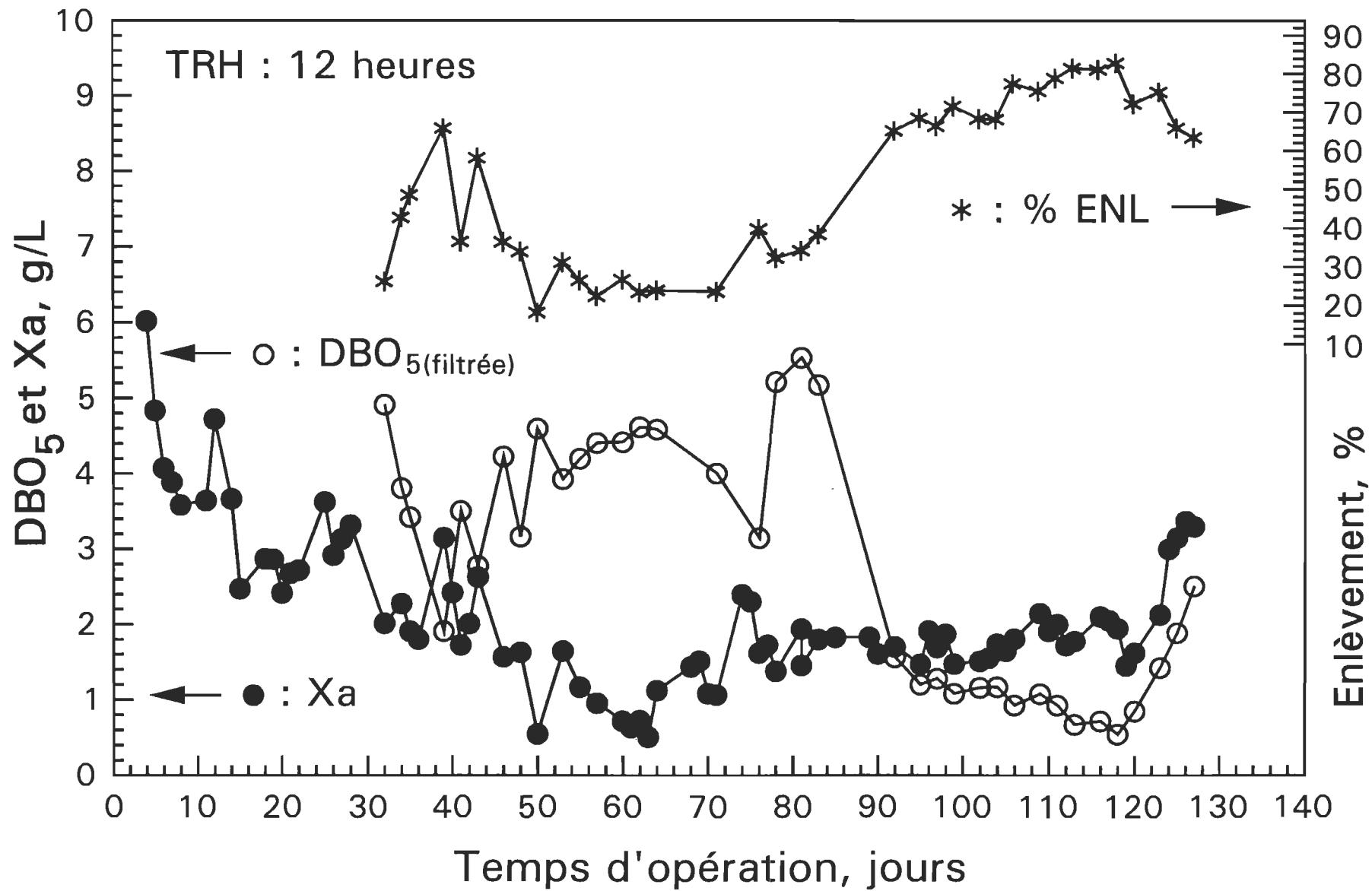


Fig. 3 Réacteur-1 : DBO<sub>5</sub> et Xa à l'effluent et % enlèvement de la DBO<sub>5</sub>

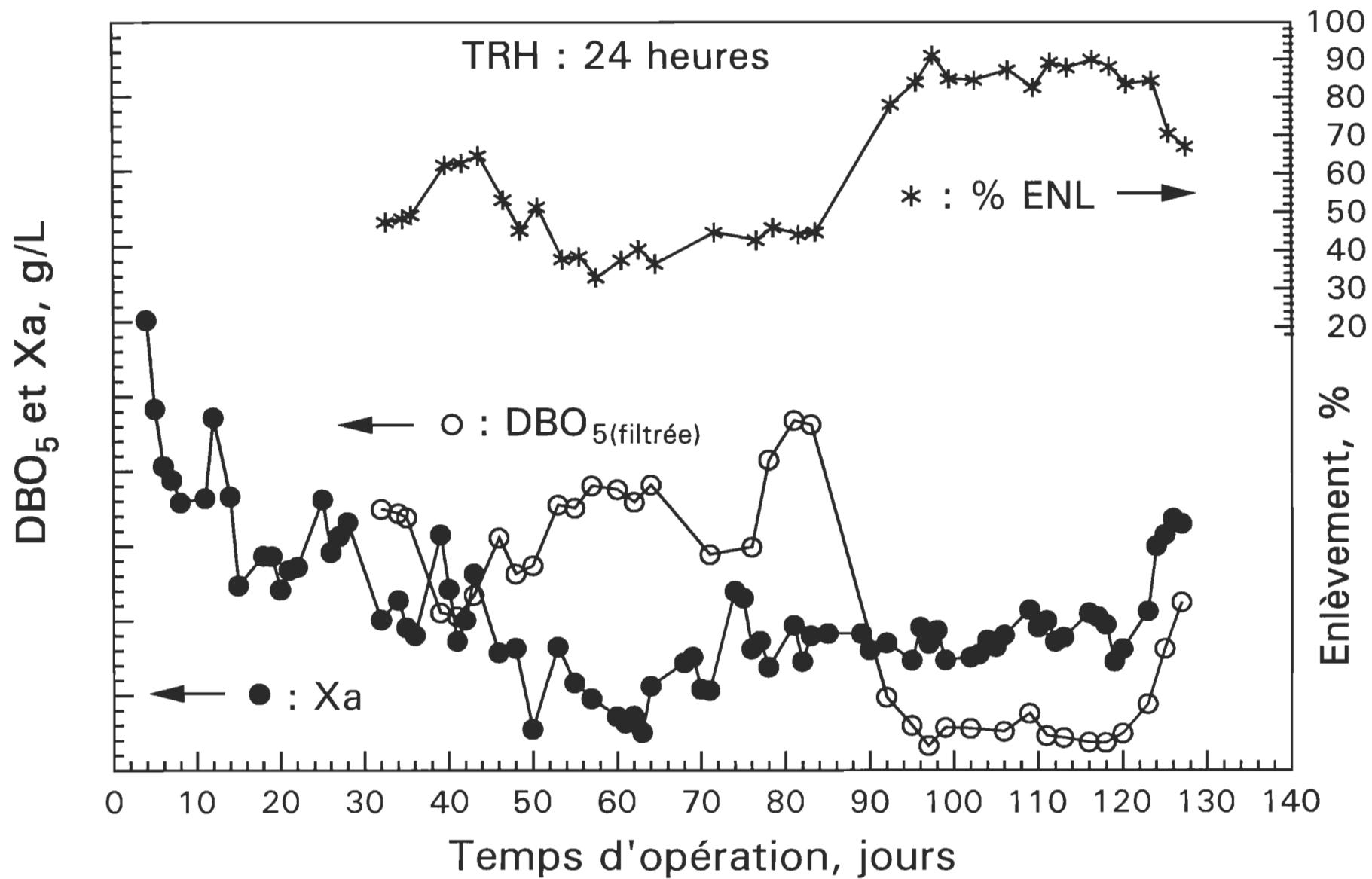


Fig. 4 Réacteur-2 :  $\text{DBO}_5$  et  $\text{Xa}$  à l'effluent et % enlèvement de la  $\text{DBO}_5$

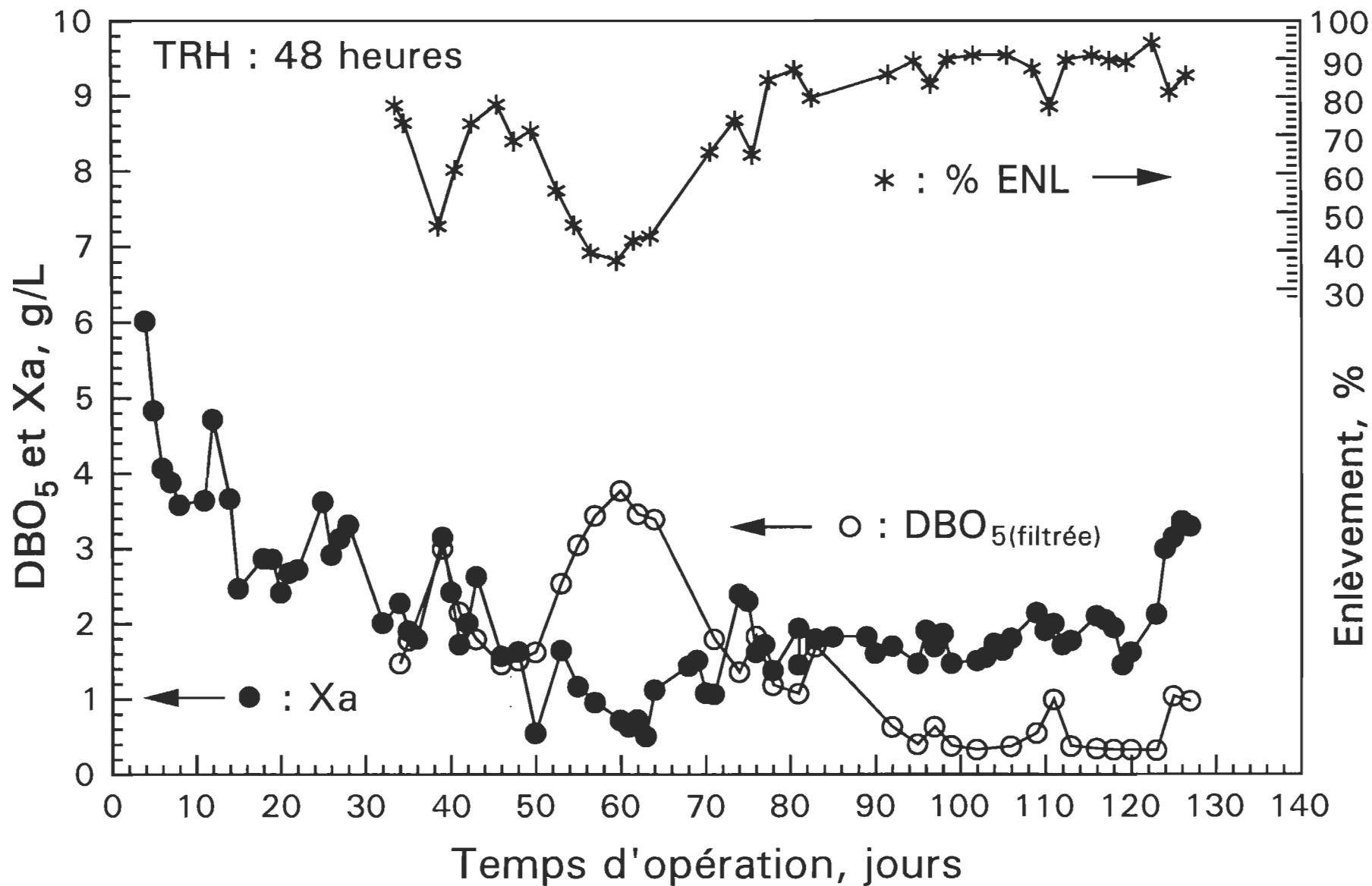


Fig. 5 Réacteur-3 : DBO<sub>5</sub> et Xa à l'effluent et % enlèvement de la DBO<sub>5</sub>

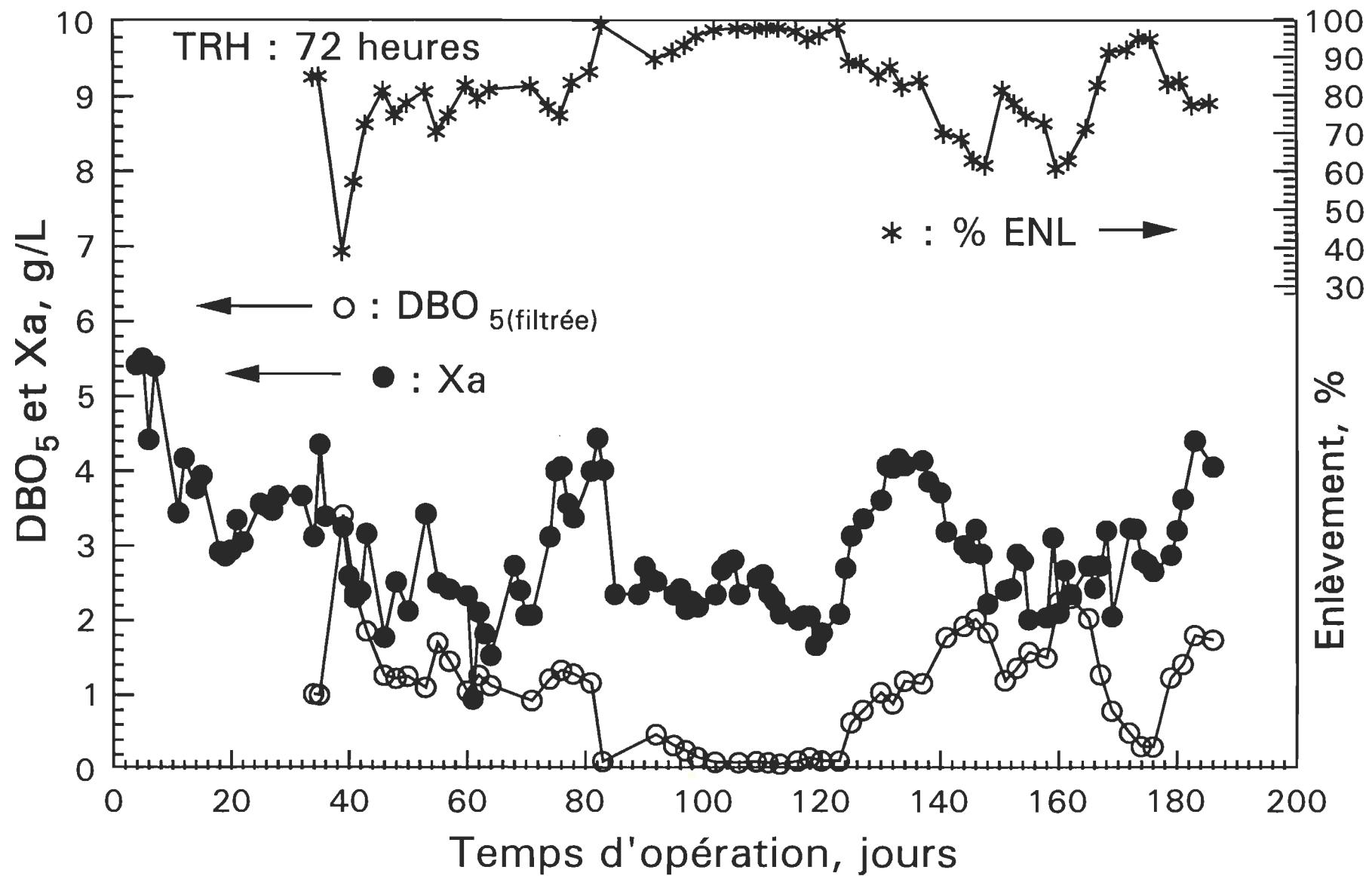


Fig.6 Réacteur-4 :  $\text{DBO}_5$  et  $\text{Xa}$  à l'effluent et % enlèvement de la  $\text{DBO}_5$

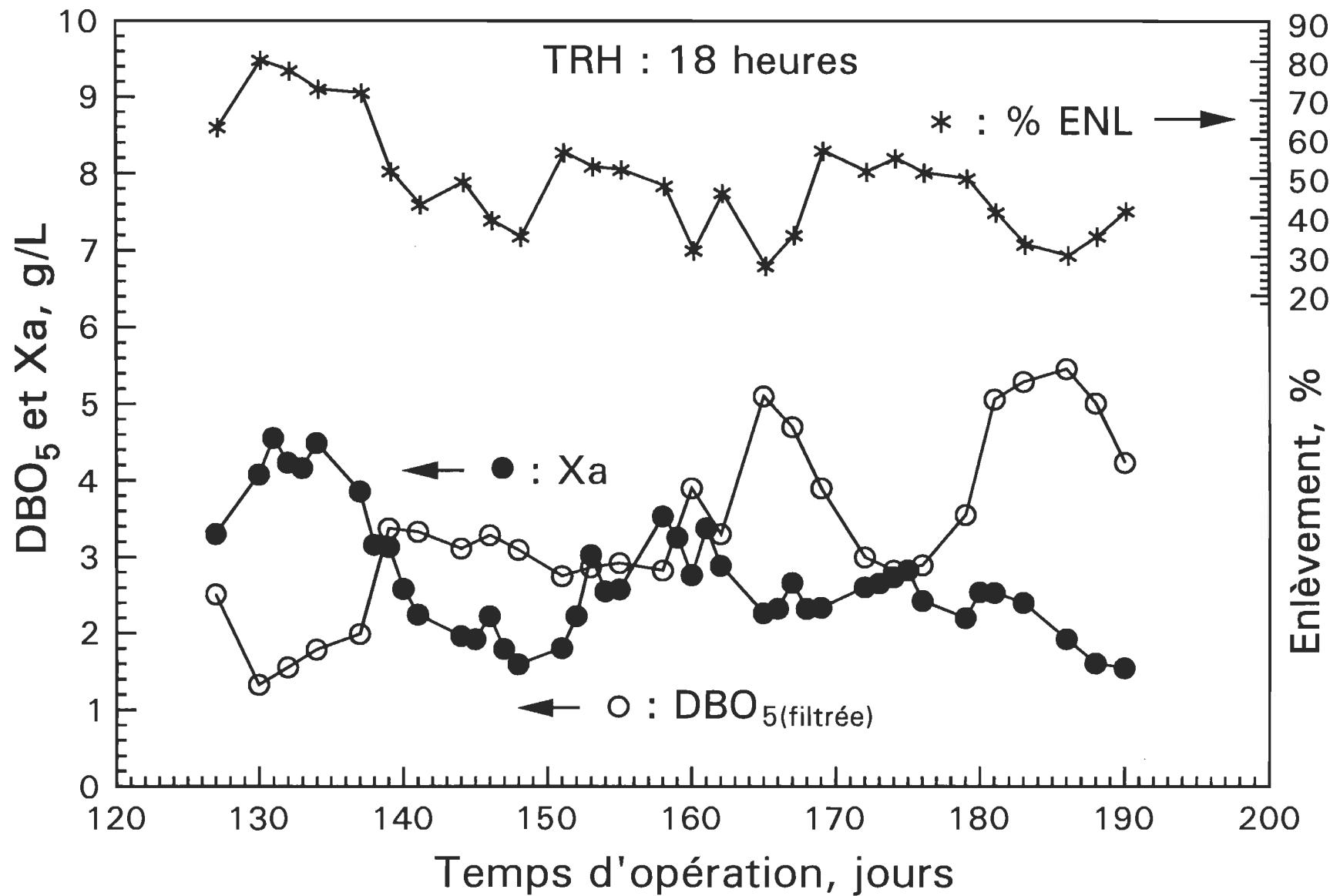


Fig. 7 Réacteur-7 :  $DBO_5$  et Xa à l'effluent et % enlèvement de la  $DBO_5$

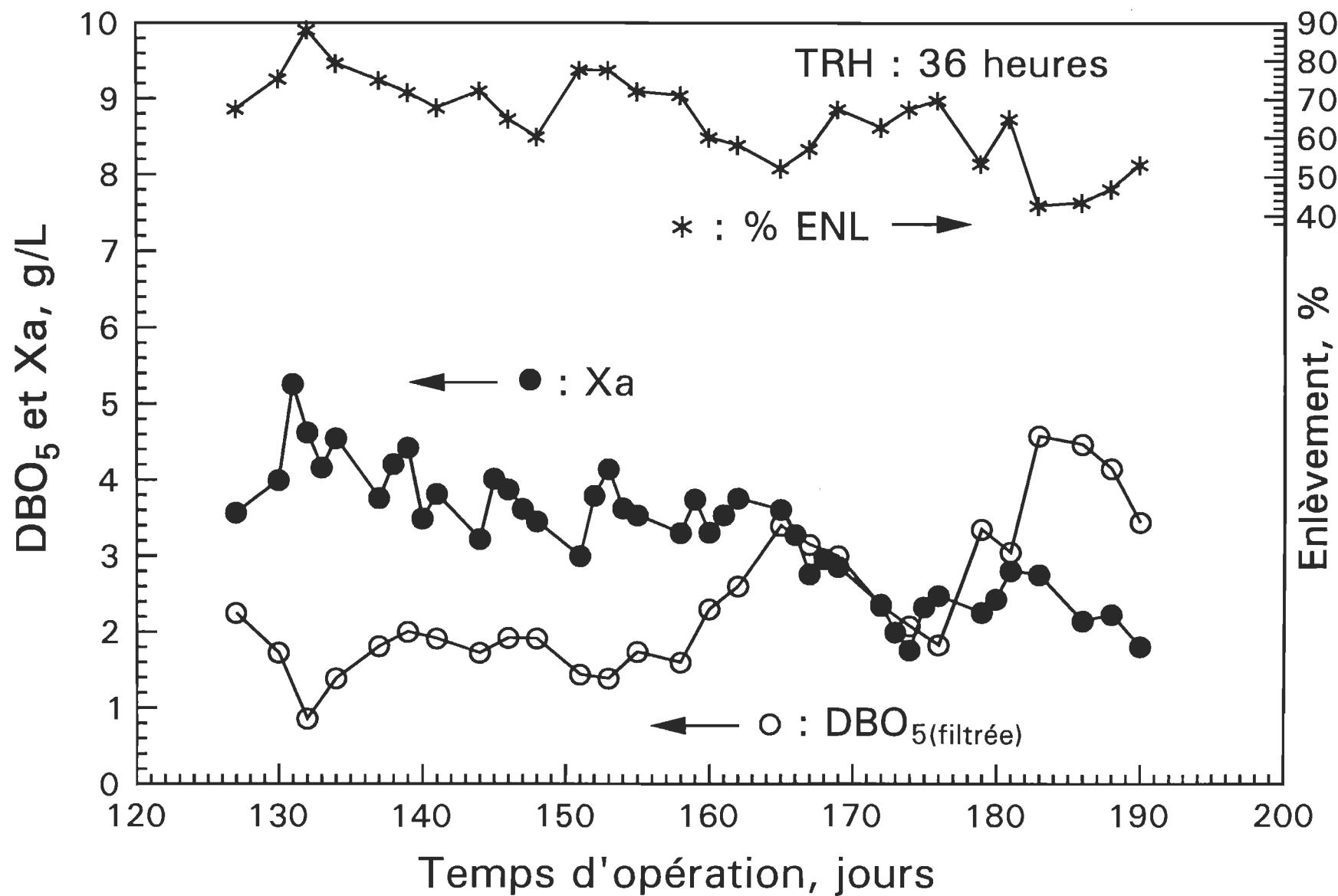


Fig. 8 Réacteur-8 :  $\text{DBO}_5$  et  $X_a$  à l'effluent et % enlèvement de la  $\text{DBO}_5$

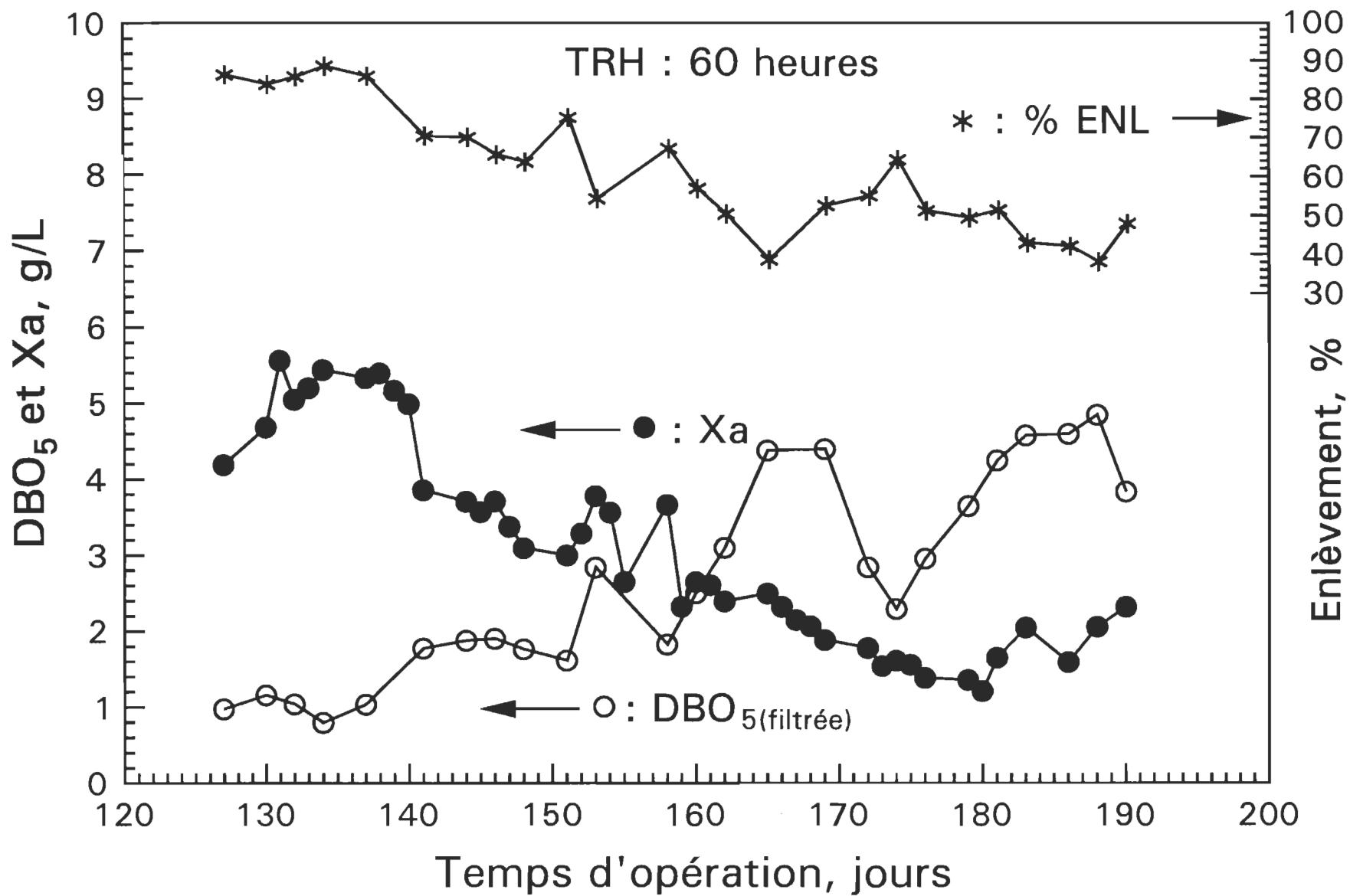


Fig. 9 Réacteur-9 :  $\text{DBO}_5$  et Xa à l'effluent et % enlèvement de la  $\text{DBO}_5$

### **ANNEXE III**

#### **DONNÉES UTILISÉES POUR LE CALCUL DE LA CONSTANTE CINÉTIQUE $k$ ET DES COEFFICIENTS $a$ ET $b$**

Tableau K - Compilation des données utilisées pour la détermination de la constante du taux de biodégradation K et les mètres de production de boues a et b, applicables à l'effluent traité.

Date	Temps	V	Q	t	So = DB05t	Se = DB05f	(So-Se)	(So-Se)/t	Xa	(So-S)/Xa*t	VX	dX	dX/VX	
a/m/d	Jour	L	L/jour	h	mg/L	mg/L	mg/L	mg DBO en-levés/(L j)	mg/L	(g Xa)(jour)	g	g SSLM pro-ducts/jour	1/jour	
<b>Réacteur 1</b>														
07/24	46	15	28.8	12.5	6675	4229	2446	4696	1573	2.986	23.6	45.3	1.920	
07/26	48	15	30.3	11.9	4806	3169	1637	3302	1633	2.022	24.5	49.4	2.017	
07/28	50	15	30.0	12.0	5640	4600	1040	2080	550	3.782	8.3	16.5	2.000	
07/31	53	15	29.3	12.3	5730	3930	1800	3512	1650	2.129	24.8	48.3	1.951	
08/02	55	15	31.0	11.6	5730	4200	1530	3166	1168	2.710	17.5	36.2	2.069	
08/04	57	15	30.1	12.0	5700	4410	1290	2589	958	2.702	14.4	28.8	2.007	
08/07	60	15	30.5	11.8	6045	4420	1625	3305	720	4.590	10.8	22.0	2.034	
08/09	62	15	31.9	11.3	6045	4620	1425	3027	728	4.157	10.9	23.2	2.124	
08/11	64	15	31.6	11.4	6045	4590	1455	3063	1125	2.723	16.9	35.5	2.105	
08/18	71	15	30.5	11.8	5250	4005	1245	2532	1067	2.373	16.0	32.6	2.034	
Min.		15	28.8	11.3	4806	3169	1040	2080	550	2.022	8.3	16.5	1.920	
Max.		15	31.9	12.5	6675	4620	2446	4696	1650	4.590	24.8	49.4	2.124	
Moyenne		15	30.4	11.9	5767	4217	1549	3127	1117	3.017	16.8	33.8	2.026	
Médiane		15	30.4	11.9	5730	4320	1493	3114	1096	2.717	16.4	34.0	2.025	
<b>Réacteur 2</b>														
07/17	39	15	15.6	23.1	5610	2110	3500	3636	2548	1.427	38.2	39.7	1.039	
07/19	41	15	15.4	23.4	5543	2056	3487	3576	2218	1.612	33.3	34.1	1.026	
07/21	43	15	15.1	23.8	6675	2343	4332	4368	2750	1.589	41.3	41.6	1.008	
Min.		15	15.1	23.1	5543	2056	3487	3576	2218	1.427	33.3	34.1	1.008	
Max.		15	15.6	23.8	6675	2343	4332	4368	2750	1.612	41.3	41.6	1.039	
Moyenne		15	15.4	23.4	5943	2170	3773	3860	2505	1.543	37.6	38.5	1.024	
Médiane		15	15.4	23.4	5610	2110	3500	3636	2548	1.589	38.2	39.7	1.026	
07/31	53	15	14.5	24.8	5730	3550	2180	2110	1860	1.134	27.9	27.0	0.968	
08/02	55	15	14.4	25.0	5730	3510	2220	2131	1840	1.158	27.6	26.5	0.960	
08/04	57	15	14.8	24.3	5700	3810	1890	1867	1464	1.275	22.0	21.7	0.988	
08/07	60	15	15.0	24.0	6045	3760	2285	2285	655	3.489	9.8	9.8	1.000	
08/09	62	15	14.8	24.3	6045	3590	2455	2425	988	2.454	14.8	14.6	0.988	
08/11	64	15	14.7	24.5	6045	3820	2225	2180	1190	1.832	17.9	17.5	0.980	
Min.		15	14.4	24.0	5700	3510	1890	1867	655	1.134	9.8	9.8	0.960	
Max.		15	15.0	25.0	6045	3820	2455	2425	1860	3.489	27.9	27.0	1.000	
Moyenne		15	14.7	24.5	5883	3673	2209	2166	1333	1.890	20.0	19.5	0.980	
Médiane		15	14.8	24.4	5888	3675	2223	2155	1327	1.553	19.9	19.6	0.984	
<b>Réacteur 3</b>														
07/21	43	15	7.50	48.0	6675	1798	4877	2439	2390	1.020	35.9	17.9	0.500	
07/24	46	15	7.56	47.6	6675	1464	5211	2627	2360	1.113	35.4	17.8	0.504	
07/26	48	15	7.35	49.0	4806	1515	3291	1612	2505	0.643	37.6	18.4	0.490	
07/28	50	15	7.63	47.2	5640	1625	4015	2042	1406	1.452	21.1	10.7	0.508	
Min.		15	7.35	47.2	4806	1464	3291	1612	1406	0.643	21.1	10.7	0.490	
Max.		15	7.63	49.0	6675	1798	5211	2627	2505	1.452	37.6	18.4	0.508	
Moyenne		15	7.51	48.0	5949	1601	4349	2180	2165	1.057	32.5	16.2	0.501	

Tableau K - Compilation des données utilisées pour la détermination de la constante du taux de biodégradation K et les mètres de production de boues a et b, applicables à l'effluent traité

Date a/m/d	Temps Jour	V L	Q L/jour	t h	So = DBO5t mg/L	Se = DBO5f mg/L	(So-Se) mg/L	(So-Se)/t levés/(L j)	Xa mg/L	(So-S)/Xa*t (g Xa)(jour)	VX g	dX g duits/jour	dX/VX 1/jour
Médiane		15	7.53	47.8	6158	1570	4446	2240	2375	1.067	35.6	17.9	0.502
08/25	78	15	7.50	48.0	7738	1188	6550	3275	3536	0.926	53.0	26.5	0.500
08/28	81	15	7.35	49.0	8438	1074	7364	3607	4230	0.853	63.5	31.1	0.490
08/30	83	15	7.78	46.3	8438	1700	6738	3493	3586	0.974	53.8	27.9	0.518
Min.		15	7.35	46.3	7738	1074	6550	3275	3536	0.853	53.0	26.5	0.490
Max.		15	7.78	49.0	8438	1700	7364	3607	4230	0.974	63.5	31.1	0.518
Moyenne		15	7.54	47.8	8205	1321	6884	3458	3784	0.918	56.8	28.5	0.503
Médiane		15	7.50	48.0	8438	1188	6738	3493	3586	0.926	53.8	27.9	0.500
<hr/>													
Réacteur 4													
07/24	46	15	4.71	76.4	6675	1263	5412	1700	1773	0.959	26.6	8.4	0.314
07/26	48	15	4.98	72.3	4806	1221	3585	1190	2515	0.473	37.7	12.5	0.332
07/28	50	15	4.88	73.8	5640	1250	4390	1428	2124	0.672	31.9	10.4	0.325
07/31	53	15	4.90	73.5	5730	1100	4630	1512	3430	0.441	51.5	16.8	0.327
08/02	55	15	5.04	71.4	5730	1700	4030	1355	2506	0.541	37.6	12.6	0.336
08/04	57	15	4.80	75.0	5700	1450	4250	1360	2418	0.562	36.3	11.6	0.320
08/07	60	15	4.94	72.9	6045	1050	4995	1644	2331	0.705	35.0	11.5	0.329
08/09	62	15	5.04	71.4	6045	1263	4782	1607	2109	0.762	31.6	10.6	0.336
08/11	64	15	4.61	78.1	6045	1125	4920	1512	1530	0.988	23.0	7.1	0.307
08/18	71	15	4.87	73.9	5250	925	4325	1405	2074	0.677	31.1	10.1	0.325
08/21	74	15	4.76	75.7	5250	1213	4037	1280	3124	0.410	46.9	14.9	0.317
08/23	76	15	5.03	71.6	5250	1330	3920	1314	4062	0.323	60.9	20.4	0.335
08/25	78	15	4.93	73.0	7738	1282	6456	2123	3380	0.628	50.7	16.7	0.329
08/28	81	15	5.00	72.0	8438	1163	7275	2425	4004	0.606	60.1	20.0	0.333
Min.		15	4.61	71.4	4806	925	3585	1190	1530	0.323	23.0	7.1	0.307
Max.		15	5.04	78.1	8438	1700	7275	2425	4062	0.988	60.9	20.4	0.336
Moyenne		15	4.89	73.6	6024	1238	4786	1561	2670	0.625	40.1	13.1	0.326
Médiane		15	4.91	73.3	5730	1236	4510	1470	2462	0.617	36.9	12.1	0.328
10/13	127	30	10.3	69.8	6900	795	6105	2100	3366	0.624	101.0	34.7	0.344
10/16	130	30	10.1	71.4	6950	1035	5915	1988	3616	0.550	108.5	36.5	0.336
10/18	132	30	10.3	70.2	7138	885	6253	2138	4048	0.528	121.4	41.5	0.342
Min.		30	10.1	69.8	6900	795	5915	1988	3366	0.528	101.0	34.7	0.336
Max.		30	10.3	71.4	7138	1035	6253	2138	4048	0.624	121.4	41.5	0.344
Moyenne		30	10.2	70.5	6996	905	6091	2075	3677	0.567	110.3	37.6	0.341
Médiane		30	10.3	70.2	6950	885	6105	2100	3616	0.550	108.5	36.5	0.342
11/06	151	30	10.1	71.4	6413	1193	5220	1755	2404	0.730	72.1	24.2	0.336
11/08	153	30	10.5	68.5	6163	1363	4800	1682	2894	0.581	86.8	30.4	0.350
11/10	155	30	10.1	71.4	6175	1575	4600	1546	2014	0.768	60.4	20.3	0.336
11/13	158	30	9.9	72.5	5500	1500	4000	1324	2040	0.649	61.2	20.3	0.331
Min.		30	9.9	68.5	5500	1193	4000	1324	2014	0.581	60.4	20.3	0.331
Max.		30	10.5	72.5	6413	1575	5220	1755	2894	0.768	86.8	30.4	0.350
Moyenne		30	10.2	71.0	6063	1408	4655	1577	2338	0.682	70.1	23.8	0.338
Médiane		30	10.1	71.4	6169	1432	4700	1614	2222	0.689	66.7	22.3	0.336

Tableau K - Compilation des données utilisées pour la détermination de la constante du taux de biodégradation K et les mètres de production de boues a et b, applicables à l'effluent traité

Date a/m/d	Temps Jour	V L	Q L/jour	t h	So = DB05t mg/L	Se = DB05f (So-Se) mg/L	(So-Se)/t mg DBO en- levés/(L h)	Xa g DOB en./ (L j)	(So-S)/Xa*t g DOB en./ (g Xa)(jour)	VX g	dX	dX/VX
											g SSLM pro- duits/jour	1/jour
<b>Réacteur 5</b>												
06/26	26	15	7.5	48.1	5100	450	4650	2321	12468	0.186	187.0	12.5
06/27	27	15	7.5	48.1	5100	350	4750	2371	12848	0.185	192.7	12.9
06/28	28	15	8.1	44.6	5100	340	4760	2559	11084	0.231	166.3	11.1
06/29	29	15	7.6	47.2	5690	320	5370	2732	12184	0.224	182.8	12.2
07/03	33	15	7.6	47.2	5690	340	5350	2722	12670	0.215	190.1	12.7
07/04	34	15	7.5	48.1	5690	460	5230	2611	12744	0.205	191.2	12.8
07-05	35	15	7.5	48.1	5690	570	5120	2556	10230	0.250	153.5	10.3
Min		15	7.5	44.6	5100	320	4650	2321	10230	0.185	153.5	10.3
Max		15	8.1	48.1	5690	570	5370	2732	12848	0.250	192.7	12.9
Moyenne		15	7.6	47.3	5437	404	5033	2553	12033	0.214	180.5	12.1
Médiane		15	7.5	48.1	5690	350	5120	2559	12468	0.215	187.0	12.5
07/12	42	15	7.5	48.1	5380	570	4810	2401	6402	0.375	96.0	12.0
07/13	43	15	7.5	48.1	6510	600	5910	2950	6676	0.442	100.1	12.5
07/14	44	15	7.5	48.1	6510	470	6040	3015	7854	0.384	117.8	14.7
07/17	47	15	7.5	48.1	6510	450	6060	3025	8082	0.374	121.2	15.2
07/18	48	15	7.5	48.1	6510	590	5920	2955	8416	0.351	126.2	15.8
07-19	49	15	7.5	48.1	6510	650	5860	2925	8188	0.357	122.8	15.4
07/20	50	15	7.5	48.1	5790	620	5170	2581	7388	0.349	110.8	13.9
07/24	54	15	7.5	48.1	5820	580	5240	2616	6028	0.434	90.4	11.3
07/25	55	15	7.5	48.1	5820	560	5260	2626	5908	0.444	88.6	11.1
07/26	56	15	7.5	48.1	5820	550	5270	2631	5318	0.495	79.8	10.0
07/27	57	15	7.5	48.1	5980	510	5470	2731	5652	0.483	84.8	10.6
07/28	58	15	7.5	48.1	5980	470	5510	2751	5160	0.533	77.4	9.7
07/31	61	15	7.5	48.1	5980	420	5560	2776	7242	0.383	108.6	13.6
08/01	62	15	7.5	48.1	5980	520	5460	2726	7700	0.354	115.5	14.4
08/02	63	15	7.5	48.1	5780	570	5210	2601	7380	0.352	110.7	13.8
08/03	64	15	7.5	48.1	5780	620	5160	2576	7076	0.364	106.1	13.3
08/04	65	15	7.5	48.1	5780	590	5190	2591	6346	0.408	95	11.9
Min		15	7.5	48.1	5380	420	4810	2401	5160	0.349	77.4	9.7
Max		15	7.5	48.1	6510	650	6060	3025	8416	0.533	126.2	15.8
Moyenne		15	7.5	48.1	6026	549	5476	2734	6872	0.405	103.1	12.9
Médiane		15	7.5	48.1	5980	570	5460	2726	7076	0.383	106.1	13.3
<b>Réacteur 6</b>												
07/20	50	15	7.5	48.1	5790	820	4970	2481	7260	0.342	108.9	13.6
07/24	54	15	7.5	48.1	5820	910	4910	2451	7248	0.338	108.7	13.6
07/25	55	15	7.5	48.1	5820	790	5030	2511	7167	0.350	107.5	13.4
07/26	56	15	7.5	48.1	5820	610	5210	2601	6590	0.395	98.9	12.4
07/27	57	15	7.5	48.1	5980	780	5200	2596	6544	0.397	98.2	12.3
07/28	58	15	7.5	48.1	5980	750	5230	2611	6608	0.395	99.1	12.4
07/31	61	15	7.5	48.1	5980	580	5400	2696	6876	0.392	103.1	12.9
08/01	62	15	7.5	48.1	5980	600	5380	2686	6534	0.411	98.0	12.3
08/02	63	15	7.5	48.1	5780	680	5100	2546	6487	0.392	97.3	12.2
08/03	64	15	7.5	48.1	5780	600	5180	2586	6510	0.397	97.7	12.2

Tableau K - Compilation des données utilisées pour la détermination de la constante du taux de biodégradation K et les mètres de production de boues a et b, applicables à l'effluent traité

Date a/m/d	Temps Jour	V L	Q L/jour	t h	So = DBO5t	Se = DBO5f	(So-Se)	(So-Se)/t	Xa	(So-S)/Xa*t	VX	dX	dX/VX
08/04	65	15	7.5	48.1	5780	590	5190	2591	5874	0.441	88.1	11.0	0.125
Min.		15	7.5	48.1	5780	580	4910	2451	5874	0.338	88.1	11.0	0.125
Max.		15	7.5	48.1	5980	910	5400	2696	7260	0.441	108.9	13.6	0.125
Moyenne		15	7.5	48.1	5865	701	5164	2578	6700	0.386	100.5	12.6	0.125
Médiane		15	7.5	48.1	5820	680	5190	2591	6590	0.395	98.9	12.4	0.125
<hr/>													
<b>Réacteur 7</b>													
10/25	139	15	21.0	17.1	7075	3375	3700	5187	3130	1.657	47.0	65.8	1.402
10/27	141	15	20.6	17.5	5925	3330	2595	3559	2246	1.585	33.7	46.2	1.371
10/30	144	15	20.9	17.2	6175	3110	3065	4277	1964	2.178	29.5	41.1	1.395
11/01	146	15	20.6	17.5	5453	3285	2168	2973	2222	1.338	33.3	45.7	1.371
11/03	148	15	20.5	17.6	4805	3090	1715	2339	1592	1.469	23.9	32.6	1.364
11/06	151	15	20.0	18.0	6413	2750	3663	4884	1804	2.707	27.1	36.1	1.333
11/08	153	15	19.4	18.6	6163	2865	3298	4255	3026	1.406	45.4	58.6	1.290
11/10	155	15	20.6	17.5	6175	2920	3255	4464	2578	1.732	38.7	53.0	1.371
11/13	158	15	20.5	17.6	5500	2825	2675	3648	3533	1.032	53.0	72.3	1.364
Min.		15	19.4	17.1	4805	2750	1715	2339	1592	1.032	23.9	32.6	1.290
Max.		15	21.0	18.6	7075	3375	3700	5187	3533	2.707	53.0	72.3	1.402
Moyenne		15	20.4	17.6	5965	3061	2904	3954	2455	1.678	36.8	50.1	1.362
Médiane		15	20.6	17.5	6163	3090	3065	4255	2246	1.585	33.7	46.2	1.371
11/27	172	15	20.5	17.6	6280	2994	3286	4481	2604	1.438	39.1	53.3	1.364
11/29	174	15	19.8	18.2	6370	2824	3546	4676	2736	1.438	41.0	54.1	1.319
12/01	176	15	20.9	17.2	6020	2894	3126	4362	2426	1.574	36.4	50.8	1.395
12/04	179	15	20.3	17.7	7175	3550	3625	4915	2200	1.631	33.0	44.7	1.356
Min.		15	19.8	17.2	6020	2824	3126	4362	2200	1.438	33.0	44.7	1.319
Max.		15	20.9	18.2	7175	3550	3625	4915	2736	1.631	41.0	54.1	1.395
Moyenne		15	20.4	17.7	6461	3066	3396	4609	2492	1.520	37.4	50.7	1.358
Médiane		15	20.4	17.7	6325	2944	3416	4578	2515	1.506	37.7	52.0	1.360
<hr/>													
<b>Réacteur 8</b>													
10/20	134	15	10.2	35.3	6713	1388	5325	3620	4548	0.796	68.2	46.4	0.680
10/23	137	15	10.1	35.7	7200	1810	5390	3624	3762	0.963	56.4	37.9	0.672
10/25	139	15	9.7	37.3	7075	2000	5075	3265	4424	0.738	66.4	42.7	0.643
10/27	141	15	10.2	35.3	5925	1913	4012	2728	3816	0.715	57.2	38.9	0.680
10/30	144	15	9.8	36.8	6175	1725	4450	2902	3222	0.901	48.3	31.5	0.652
11/01	146	15	9.7	37.3	5453	1920	3533	2273	3876	0.586	58.1	37.4	0.643
11/03	148	15	9.8	36.9	4805	1913	2892	1881	3454	0.545	51.8	33.7	0.650
11/06	151	15	9.4	38.5	6413	1438	4975	3101	3000	1.034	45.0	28.1	0.623
11/08	153	15	9.8	36.9	6163	1388	4775	3106	4142	0.750	62.1	40.4	0.650
11/10	155	15	10.2	35.3	6175	1738	4437	3017	3538	0.853	53.1	36.1	0.680
11/13	158	15	10.0	36.0	5500	1600	3900	2600	3306	0.786	49.6	33.1	0.667
Min.		15	9.4	35.3	4805	1388	2892	1881	3000	0.545	45.0	28.1	0.623
Max.		15	10.2	38.5	7200	2000	5390	3624	4548	1.034	68.2	46.4	0.680
Moyenne		15	9.9	36.5	6145	1712	4433	2920	3735	0.788	56.0	36.9	0.658

Tableau K - Compilation des données utilisées pour la détermination de la constante du taux de biodégradation K et les mètres de production de boues a et b, applicables à l'effluent traité

Date a/m/d	Temps Jour	V L	Q L/jour	t h	So = DB05t mg/L	Se = DB05f (So-Se) mg/L	(So-Se)/t mg DBO en- levés/(L j)	Xa mg/L	(So-S)/Xa*t g DOB en./ (g Xa)(jour)	VX g	dX g SSLM pro- duits/jour		dX/VX 1/jour
Médiane		15	9.8	36.8	6175	1738	4450	3017	3762	0.786	56.4	37.4	0.652

Réacteur 9

10/13	127	30	14.6	49.2	6900	975	5925	2890	4190	0.690	125.7	61.3	0.488
10/16	130	30	12.1	59.5	6950	1155	5795	2337	4686	0.499	140.6	56.7	0.403
10/18	132	30	11.5	62.5	7138	1039	6099	2342	5050	0.464	151.5	58.2	0.384
10/20	134	30	11.5	62.5	6713	795	5918	2273	5442	0.418	163.3	62.7	0.384
10/23	137	30	9.5	75.6	7200	1035	6165	1957	5336	0.367	160.1	50.8	0.317
Min.		30	9.5	49.2	6713	795	5795	1957	4190	0.367	125.7	50.8	0.317
Max.		30	14.6	75.6	7200	1155	6165	2890	5442	0.690	163.3	62.7	0.488
Moyenne		30	11.9	61.9	6980	1000	5980	2360	4941	0.487	148.2	57.9	0.395
Médiane		30	11.5	62.5	6950	1035	5925	2337	5050	0.464	151.5	58.2	0.384

V : Volume de réacteur, litres.

t : Temps de rétention hydraulique, heures

Q : Taux d'alimentation, litres/jour

So : Concentration de la DB05 dans l'affluent, mg/L

Se : Concentration de la DB05 dans l'effluent, mg/L

Xa : Concentration des SSLM dans le réacteur, mg/L

VX : SSLM totaux dans le réacteur, g

dX : SSLM produits par jour, g/jour

## **ANNEXE IV**

**FIGURES (10 À 15) POUR LA DÉTERMINATION  
DES COEFFICIENTS  $k$ ,  $a$ ,  $b$ ,  $a'$  et  $b'$**

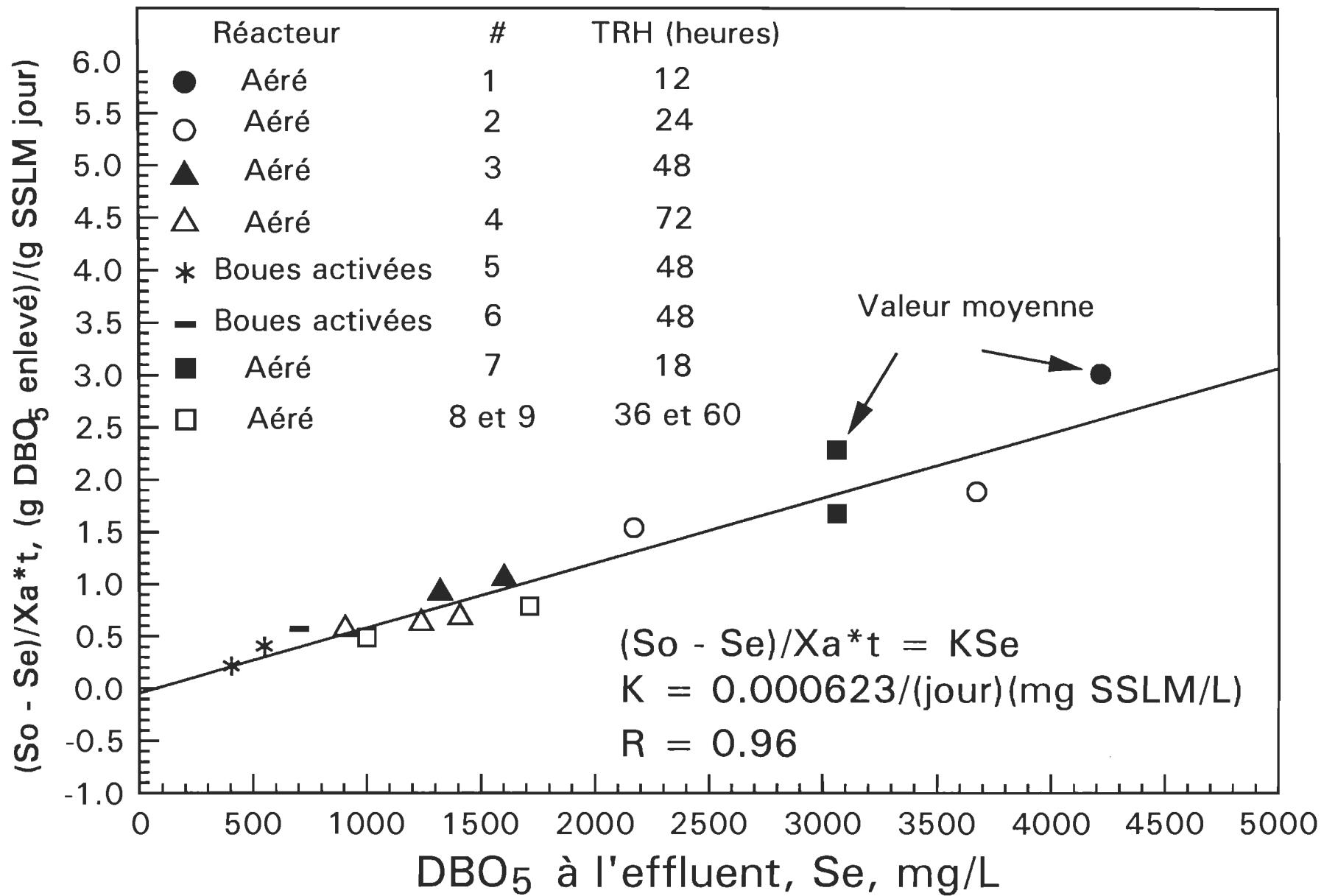


Fig. 10 Détermination de la Constante K pour le traitement biologique de l'effluent

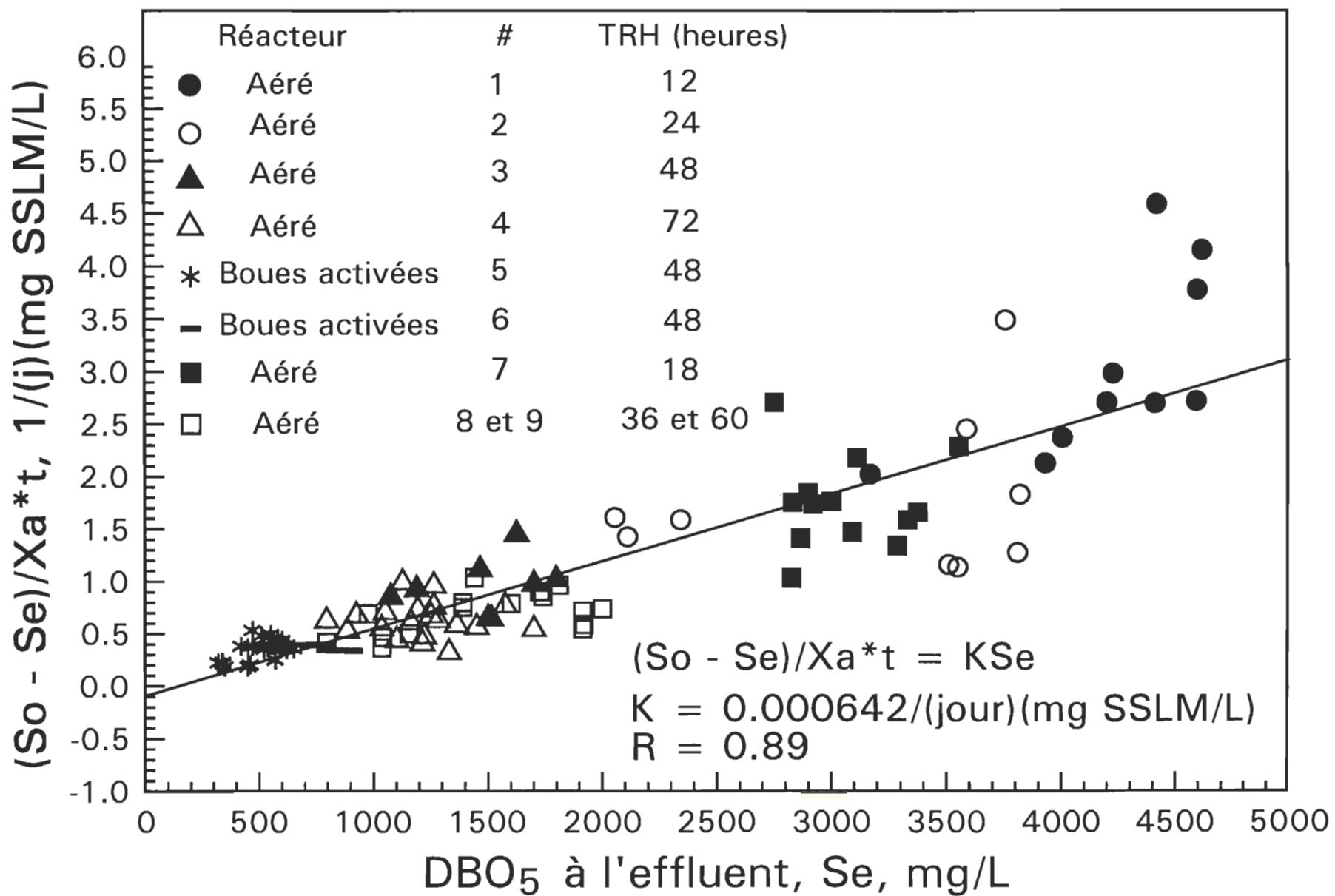


Fig. 11 Détermination de la Constante K pour le traitement biologique de l'effluent

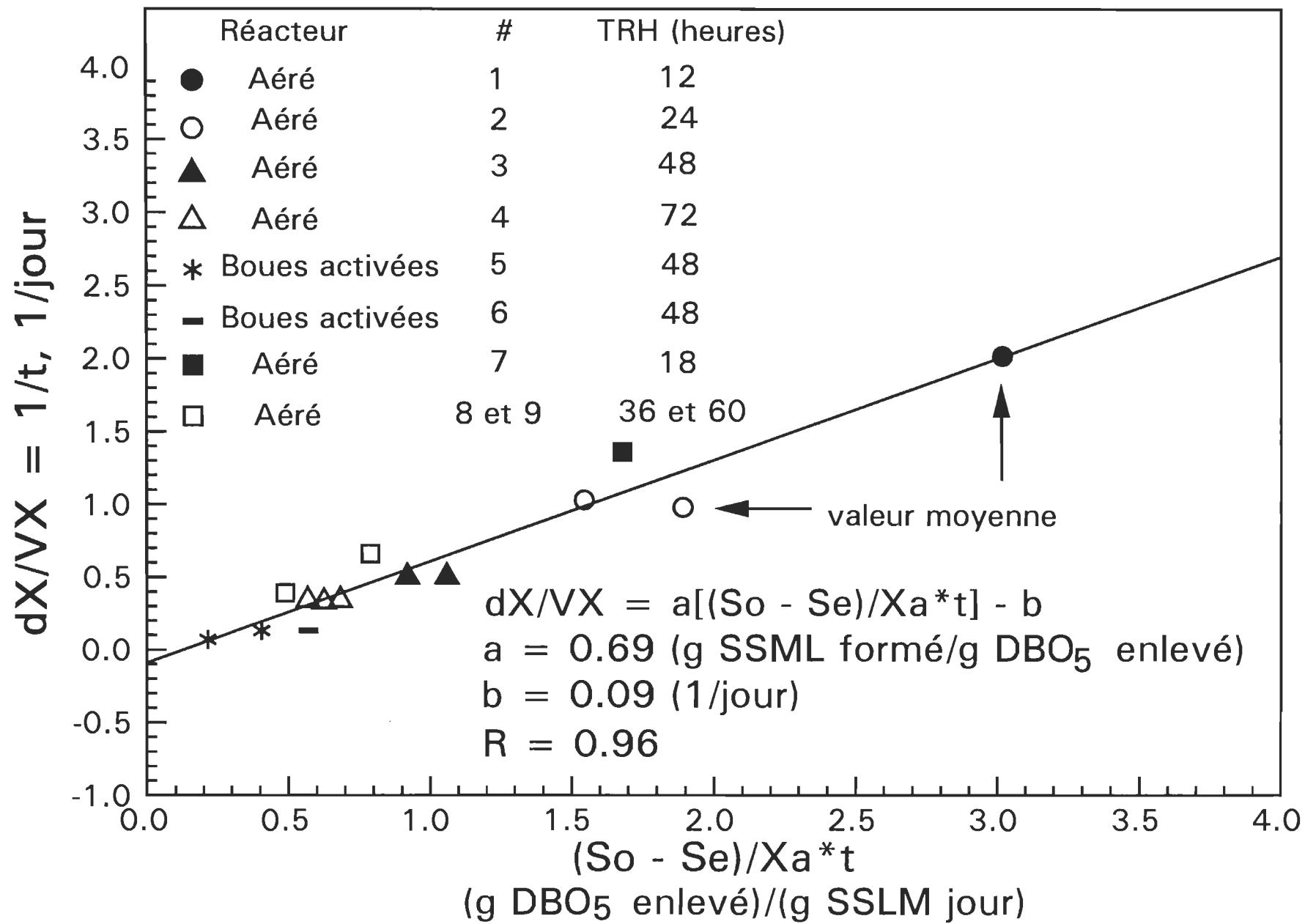


Fig. 12 Détermination des paramètres  $a$  et  $b$  pour le traitement biologique de l'effluent

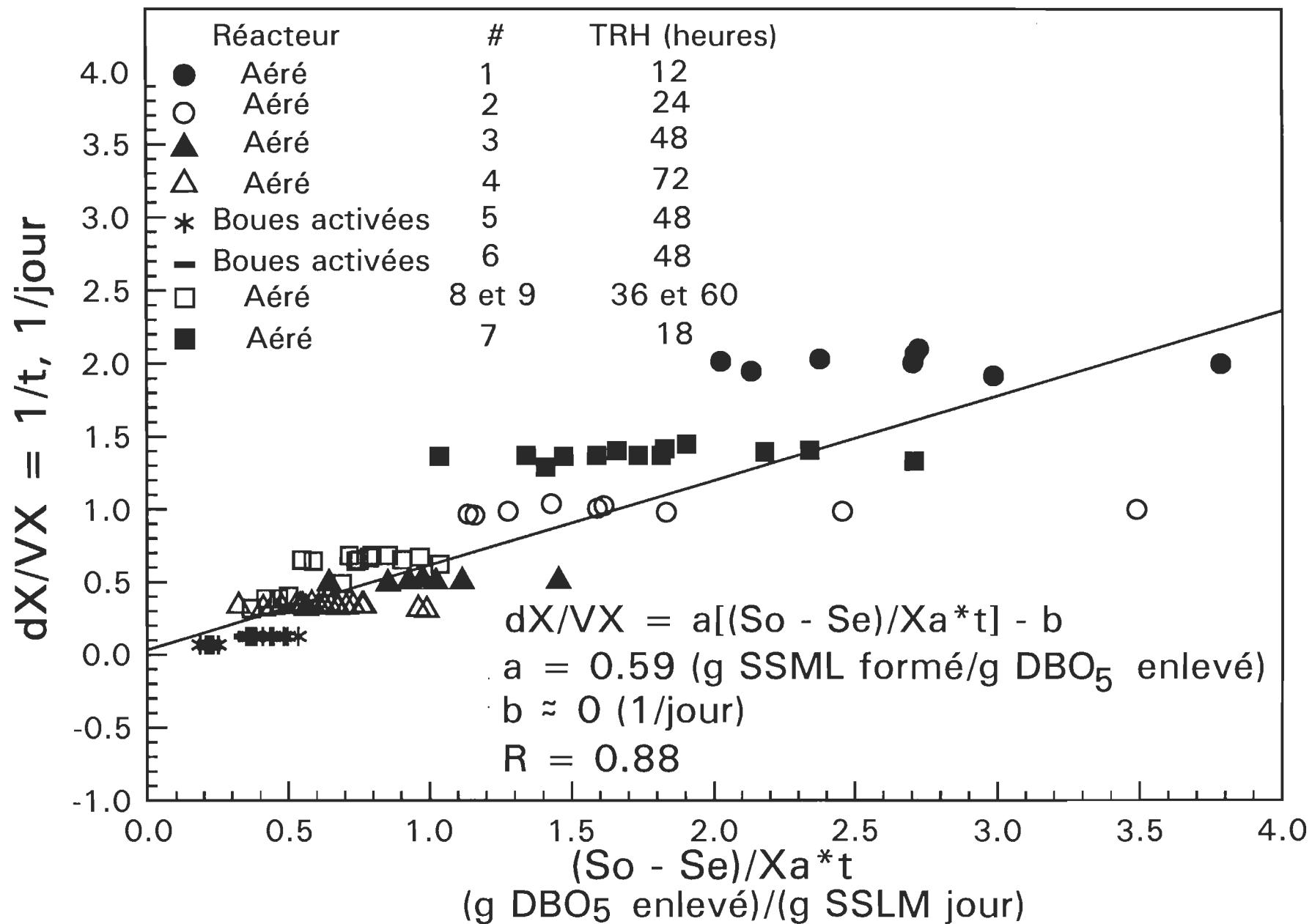


Fig. 13 Détermination des paramètres  $a$  et  $b$  pour le traitement biologique de l'effluent

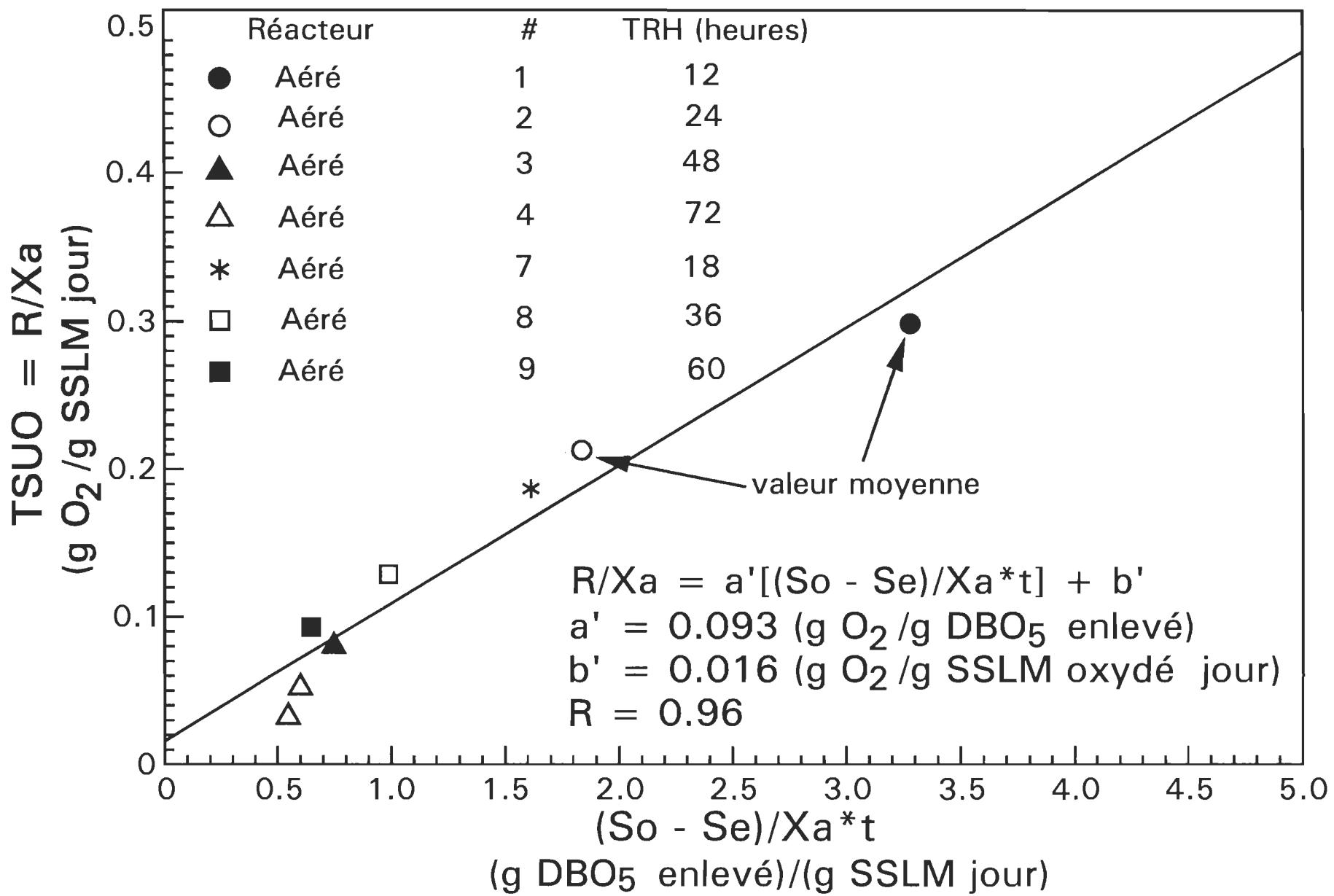


Fig. 14 Détermination des paramètres  $a'$  et  $b'$  pour le traitement biologique de l'effluent

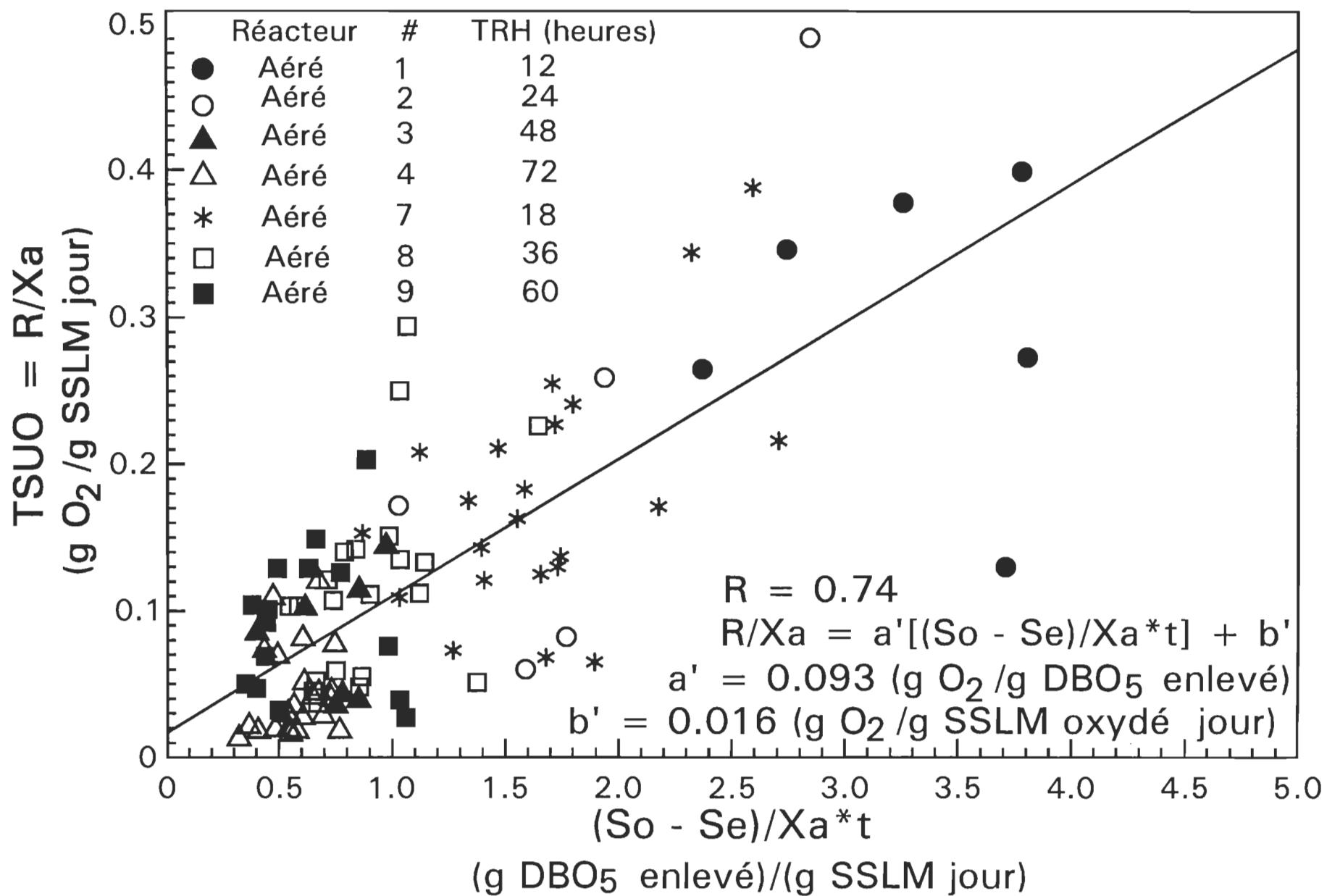


Fig. 15 Détermination des paramètres  $a'$  et  $b'$  pour le traitement biologique de l'effluent